

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



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

**ESTUDIO DE RECUPERACIÓN DE COBRE
DESDE AGUAS MINA MEDIANTE
TECNOLOGÍA DE RECONOCIMIENTO
MOLECULAR (MRT)**

Julio Acevedo Mancilla

Profesor Guía
Dr. Horacio Aros Meneses

2012

Resumen

En el presente documento se evaluó en la etapa de ingeniería básica la factibilidad técnico-económica de la instalación de una planta de recuperación de cobre desde aguas minas a través de resinas de tratamiento de reconocimiento molecular MRT en un horizonte de 15 años.

Las aguas minas tratadas poseen concentraciones de cobres de 300 mg/l y un flujo de 1200 m³/hr, el primer paso fue obtener muestras de este fluido y realizar una caracterización físico-química de estas. Luego se realizaron pruebas escala laboratorio con la resina para determinar su capacidad de tratamiento y de elución.

Con todos estos datos se diseñó el diagrama de flujo de la planta propuesta determinando los equipos, bombas, estanques y piping necesarios. Los que posteriormente fueron dimensionados para los parámetros de diseño.

Finalmente se realizó la evaluación económica del proyecto propuesto el cual arrojó que es necesario un Capital total de Inversión de USD\$ 18.109.469, un Costo total de Operación y Mantenimiento de USD\$ 4.117.002 anuales y un Ingreso total por ventas de USD\$ 14.355.068 anuales lo que implica una Tasa de Retorno de la Inversión de 48 % y un Valor Actual Neto de USD\$ 19.081.125.

Lo que implica que para esta etapa el proyecto es factible y sustentable, sin embargo se debe tener en consideración que el proceso utilizado es nuevo y no ha sido probado industrialmente en Chile, por lo tanto se recomienda que se realicen pruebas a escala piloto con la resina y avanzar a la etapa de ingeniería básica para obtener una estimación más exacta de la factibilidad del proyecto.

Índice de Contenidos

Resumen

Índice de contenidos

Índice de tablas

Índice de figuras

Glosario de términos

1. Introducción	10
2. Antecedentes	11
2.1. Tratamiento por Reconocimiento Molecular	11
2.2 Historia.....	11
2.3. Formato de Diseño del Ligando	13
1.4. Descripción del Proceso.....	14
2.4. Aplicaciones de MRT	25
2.5. Aguas Mina	26
3. Pruebas laboratorio	35
3.1. Caracterización Química.....	35
3.2. Caracterización Física	36
3.2.1. Porcentaje de Sólidos	36
3.2.2. Gravedad Específica de Sólidos.....	37
3.2.3. Densidad del Líquido	38
3.3. Pruebas de capacidad de carga.....	39
3.3.1. Características generales de las pruebas.....	39
3.3.2. Equipos y reactivos utilizados.....	40
3.3.3. Métodos de análisis	42
3.3.4. Procedimiento de pruebas	43
3.3.5. Capacidad de Tratamiento.....	47
3.3.6. Capacidad de Elución.....	50
4. Diseño de Planta.....	51
4.1. Parámetro de Diseño	51
4.1. Diagrama de Flujo de Planta Industrial MRT.	52

4.3. Equipos.....	52
4.4 Proceso Industrial.....	54
4.5. Balance de Masa	55
5. Dimensionamiento	81
5.1. Cañerías.....	81
5.2. Estanques	83
5.3. Bombas.....	94
5.5. Equipos.....	100
6. Evaluación Económica.....	105
6.1. Estimación del Capital de Inversión	105
6.2. Estimación de Costos Total del Producto	115
6.3. Ingreso por Venta.....	117
6.4. Flujo de Caja	118
6.5. Evaluación del Flujo de Caja	122
6.6. Análisis de Sensibilidad	124
6.6.1. Sensibilidad respecto al precio del cobre	124
6.6.2. Sensibilidad respecto al precio de la resina MRT	126
7. Conclusiones	127
8. Bibliografía	128

Índice de Tablas

Tabla 1. Formatos de diseño para ligandos.....	13
Tabla 2. Constante de estabilidad (Log K) de cargado de metales por varios métodos.	16
Tabla 3. Valores de Log K a 25°C para la interacción de metales alcalinos y alcalinos térreos con un macrocírculo de corona de éter	18
Tabla 4. Aplicaciones de la tecnología MRT	25
Tabla 5. Caracterización Química	35
Tabla 6. Datos para determinación de porcentaje de sólidos.....	36
Tabla 7. Datos para la determinación de gravedad específica de sólidos.....	37
Tabla 8. Datos para la determinación de densidad del liquido	38
Tabla 9. Parámetros para prueba de capacidad tratamiento.....	47
Tabla 10. Resultados de prueba de capacidad	48
Tabla 11. Resultado de prueba de capacidad de elución.	50
Tabla 12. Equipos principales de la planta MRT.....	53
Tabla 13. Parámetros de alimentación de la planta	55
Tabla 14. Parámetros requeridos para el proceso MRT.....	55
Tabla 15. Balance de masa completo para el estanque E-1	65
Tabla 16. Balance de masa completo para el Clarificador	66
Tabla 17. Balance de masa completo para el Filtro F-1	67
Tabla 18. Balance de masa completo para el Estanque E-2	68
Tabla 19. Balance de masa completo para la Microfiltración M-1	69
Tabla 20. Volúmenes y caudales utilizados en proceso MRT.....	72
Tabla 21. Balance de masa completo para el estanque E-4	75
Tabla 22. Cálculo del flujo de entrada a columnas MRT	75
Tabla 23. Cálculo de la cantidad de resina SuperLig® necesaria.....	76
Tabla 24. Volúmenes y caudales en las etapas del proceso MRT.	76
Tabla 25. Volúmenes y caudales en las etapas del proceso MRT.	77
Tabla 26. Volúmenes y caudales en las etapas del proceso MRT.	77
Tabla 27. Balance de masa etapa cargado.	78
Tabla 28. Balance de masa etapa post-lavado.	78

Tabla 29. Balance de masa etapa elución.	79
Tabla 30. Balance de masa etapa pre-lavado.	80
Tabla 31. Dimensionamiento de Tuberías.	82
Tabla 32. Dimensionamiento de Estanques.	83
Tabla 33. Cálculo del Número de Reynolds.	94
Tabla 34. Cálculo de pérdida de energía total.	98
Tabla 35. Tabla resumen de especificaciones de bombas.	106
Tabla 36. Costos de cada bomba.	107
Tabla 37. Costo de cada estanque.	108
Tabla 38. Resumen de costos de equipos.	113
Tabla 39. Costos directos de Inversión.	114
Tabla 40. Costos Indirectos de Inversión.	114
Tabla 41. Costos Total de Operación y Producción.	116
Tabla 42. Flujo de caja de año 0 a 3.	118
Tabla 43. Flujo de caja de año 4 a 7.	119
Tabla 44. Flujo de caja de año 8 a 11.	120
Tabla 45. Flujo de caja de año 12 a 15.	121

Índice de Figuras

Figura 1. Macrocírculo quiral piridino18-corona-6, anfitrión unido a soporte sólido (sílice gel).	12
Figura 2. Intercambio de iones para la remoción de metales en EDTA.	14
Figura 3. Selectividad de ligandos, deja de lado completamente al plomo disuelto.	14
Figura 4. Estructuras de diferentes macrocírculos.	17
Figura 5. Valores de Log K evaluados en 95% CH ₃ OH para interacción de iones metálicos alcalinos con una serie de macrocírculos.	19
Figura 6. Columna de MRT.	21
Figura 8. Resina cargada con ión metálico.	22
Figura 7. Resina antes de cargar	22
Figura 9. Extracción del ión metálico a través de la elusión.	22
Figura 10. Volumen ocupado por etapa, BV volúmenes de cama.	24
Figura 11. Concentración v/s BV, ciclo completo de separación	24
Figura 12. Columnas de laboratorio y semi-piloto para de parámetros de operación de IX en régimen continuo.	39
Figura 13. Sistema de pruebas laboratorio.	41
Figura 14. Muestra de resina Superlig®132	45
Figura 15. Muestra de resina Superlig®132	46
Figura 16. Grafico de cargado	48
Figura 17. Columna escala laboratorio utilizada para pruebas.	49
Figura 18. Gráfico de Elución.	50
Figura 19. Diagrama de flujo de la planta MRT	52
Figura 20. Diagrama de microfiltro	56
Figura 21. Diagrama del clarificador	58
Figura 22. Diagrama del Estanque E-2	59
Figura 23. Diagrama del Filtro F-1	60
Figura 24. Diagrama del Estanque E-1	62
Figura 25. Cálculo del balance de masa de planta	64

Figura 26. Diagrama de flujos del Estanque E-4.....	70
Figura 27. Grafico de Fanning para cálculo de pérdidas de energía de fluidos en tuberías	96
Figura 28. Layout Planta MRT	99
Figura 29. Criterios de diseño y parámetro de operación para espesadores y clarificadores, Perry's Chemical Engineer's HandBook	101
Figura 30. Gráfico de sensibilidad del VAN respecto del precio del cobre	124
Figura 31. Gráfico de sensibilidad del VAN respecto del precio de la resina	126

Glosario de Términos

- **MRT:** Tecnología de reconocimiento molecular diseñada por IBC Advanced Technology.
- **Ligandos:** son iones o moléculas que rodean a un metal, formando un compuesto de coordinación. Un ligando enlazado a un ion central se dice que está coordinado al ion, El proceso de enlace al ion metálico por más de una posición de coordinación por ligando se llama quelación. Los compuestos que forman complejos de esta forma se llaman agentes quelantes o quelatos, y, generalmente, tienen mucha mayor tendencia a formar complejos que sus homólogos monocoordinantes. Uno de estos agentes quelantes, de importancia industrial, es el EDTA[1].
- **Macrocirculo:** Un macrocirculo o macrociclo es, según la definición de la IUPAC, "una macromolécula cíclica o una porción cíclica macromolecular de una molécula". En la literatura química, los químicos orgánicos suelen considerar que un macrociclo es cualquier molécula que contiene un anillo con nueve o más átomos. En química de coordinación, en general se define un macrociclo de un modo más estricto, como una molécula cíclica con tres o más potenciales átomos donadores de electrones que se pueden coordinar a un centro metálico.
- **SuperLig®:** resina MRT diseñada por IBC Advanced Technology.
- **Eluente:** solución acida o básica utilizada en la etapa de Elución para recuperar en anión o catión desde la resina SuperLig®.
- **Elución:** es la tercera de cuatro etapas del proceso MRT, donde el anión o catión es recuperado desde la resina al eluente.

- **Complejo:** En química se denomina complejo a una entidad molecular que se encuentra formada por una asociación que involucra a dos o más componentes unidos por un tipo de enlace químico que normalmente es un poco más débil que un enlace covalente típico. Por una costumbre histórica el término complejo se utiliza principalmente para describir a aquel tipo de estructura molecular que usualmente se encuentra formada por un átomo central (el cual es con frecuencia un catión metálico) que se encuentra enlazado a un arreglo ordenado de otros grupos de átomos que lo rodean llamados ligandos. Esta última acepción es también conocida como entidad de coordinación.

1. Introducción

Las corrientes efluentes de procesos metalúrgicos se tratan para remover y recuperar una especie en particular por las siguientes razones:

- Para satisfacer requisitos gubernamentales y sociales.
- Para recuperar especies valiosas presentes en la corriente.

La eficacia del tratamiento se centra en los resultados de separación en cada proceso, así como la eficiencia técnica y económica del proceso de recuperación. Idealmente, no se debe de pensar en un gasto, al tratamiento de contaminantes para resolver requisitos ambientales, pero sí se debe pensar en una optimización del proceso. Por lo tanto, se debe tener énfasis a la cantidad, volumen y pureza de solución removida para que esta tenga un valor agregado comercial, teniendo así ventajas económicas y eficiente manejo de los recursos disponibles.

La mayoría de los efluentes contienen más un de elemento dañino para el ambiente, así que la remoción de ellos requiere de gran esfuerzo por ser un sistema bien complejo. La tecnología clásica de separación cuenta de varios pasos, como por ejemplo, adición de reactivos, neutralización, floculación, sedimentación y filtración generando costos mayores y grandes volúmenes de subproducto, con un precio bajo de mercado, ya que son sustancias peligrosas y se debe tener un cuidado especial, además de un tratamiento posterior.

La típica complicación en estas separaciones se debe a los muy bajos niveles (ppm, ppb) del ion que se requiere recuperar con respecto a la matriz general del efluente y a su vez, esta la presencia de iones con propiedades químicas similares dificultando aun más la remoción.

Los procesos basados por el tratamiento por reconocimiento molecular (MRT), han dado buenos resultados y solución a estos problemas [9].

2. Antecedentes

2.1. Tratamiento por Reconocimiento Molecular

El proceso MRT representa un significativo avance para la separación de iones metálicos presentes en efluentes de procesos industriales. Este tratamiento desarrollado por IBC Advanced Technology, representa la solución a los problemas involucrados en el tratamiento de soluciones. MRT separa una especie específica, disuelta en concentraciones bajas en comparación a otras especies similares, obteniendo un producto de poco volumen y un alto nivel de pureza, el cual fácilmente se puede comercializar. MRT tiene una alta selectividad, eficiencia en la separación, cinética rápida y una química simple.

2.2 Historia

En un comienzo, Profesor Reed M. Izatt y sus colaboradores, se involucraron en el campo de química de macrocículos, donde se observó que estas moléculas, **ligandos**, demostraban selectividad inusual para ciertos cationes. Posteriormente, se determinó que coronas de éter tenían selectividad con iones metálicos alcalinos y de transición. Mientras que estos principios se fueron aclarando, se llegó a determinar que las moléculas se pueden diseñar y sintetizar con características predeterminadas mezclando la geometría, tamaños y química.

Un paso significativo en el desarrollo de estos materiales de separación, fue la adición de un soporte sólido al ligando por medio de un brazo que los conecta.

La inmovilización del ligando, permitió la reutilización de ellos en ciclos, eliminando la necesidad de utilizar grandes cantidades de solvente. A esta estructura se le denominó SuperLig® o AnaLig® dependiendo del uso, industrial o aplicación analítica respectivamente.

La cualidad del gel de sílica es que es un material hidrofóbico, lo que permite una mejor separación y limpieza. En la actualidad, mientras mayor sea la hidrofobicidad del soporte,

mejor eficiencia en la separación. Además se han desarrollado algunos soportes de polietileno que están siendo probados.

En resumen la estructura de los SuperLig® consta de un soporte sólido, el cual se une con el macrocículos (que corresponde al anfitrión del catión) como muestra la figura 1.

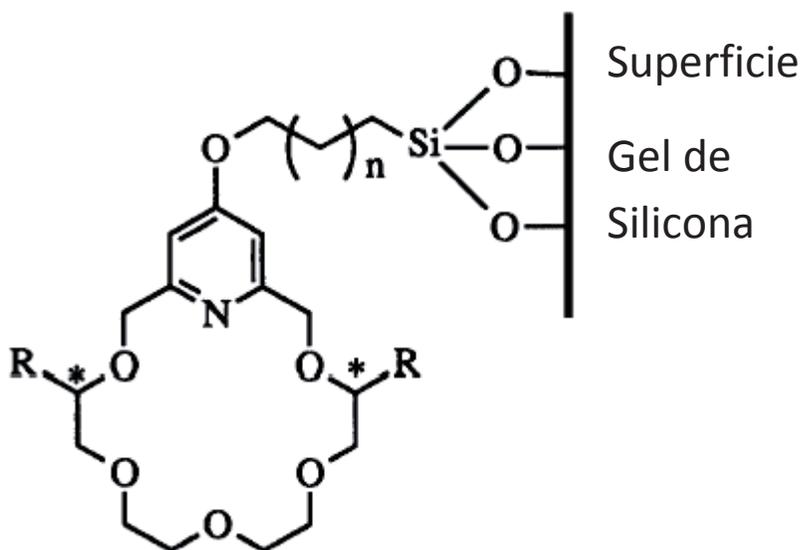


Figura 1. Macrocírculo quiral piridino18-corona-6, anfitrión unido a soporte sólido (sílice gel).

2.3. Formato de Diseño del Ligando

El tipo de soporte incorporado a SuperLig® tiene una consecuencia directa a la separación que se requiera aplicar. Los formatos utilizados por IBC incluyen ligando, columnas, membranas, resina en pulpas, extracción por solvente, los que se muestran en la Tabla 1.

Formato	Descripción	Áreas de Aplicación
Ligandos	Ligandos	Agentes complejos
Columna	Cargado por recorrido	Corrientes filtradas
Membrana	Incorporación a la membrana	Flujos extremadamente altos
Pulpa	Diámetro de cargado grande	Corrientes con sólidos
Extracción por Solvente	Ligando para uso de orgánicos	Flujos bajos, alta concentración inicial del ión a remover

Tabla 1. Formatos de diseño para ligandos.

El formato en el cual se sostiene el material de SuperLig® y AnaLig®, determina la forma en que se coloca el material de las separaciones. Por ejemplo, para aplicaciones de gran capacidad, el formato de columna es ideal. Unidades tan grandes como 27.360 m³/día pueden ser tratados con eficacia. También, para muchas aplicaciones analíticas y de procesos involucran niveles de alimentación bajo ppm., tipo de membrana es un formato útil. Para corrientes de proceso con alto contenido de sólidos, el uso de SuperLig® en pulpa permite una transferencia de cationes de solución sin interferencia de los sólidos presentes[11].

1.4. Descripción del Proceso

Se define el término Ligando como cualquier molécula o ion que tiene por lo menos un par de electrones que actúen como donadores de átomos, tal como oxígeno, nitrógeno o sulfuros, la figura 2 muestra la donación del par de electrones en EDTA, este tipo de ligando no tiene mucha selectividad ya que se carga con cobre y plomo de la misma manera.

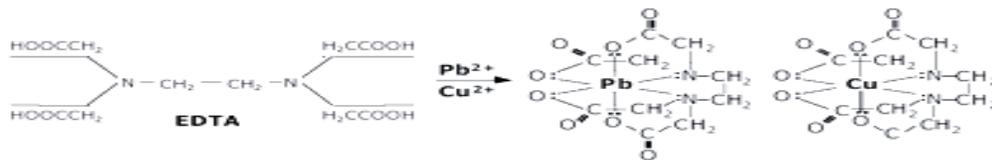


Figura 2. Intercambio de iones para la remoción de metales en EDTA.

Químicamente, el proceso de cargado de los ligandos se basa en dos factores:

- Interacción del ion-dipolo entre el catión metálico y el átomo donante con carga negativa que se encuentra en el macrocículos, como oxígeno, nitrógeno u azufre.
- El tamaño y geometría de las cavidades de los macrocículos.

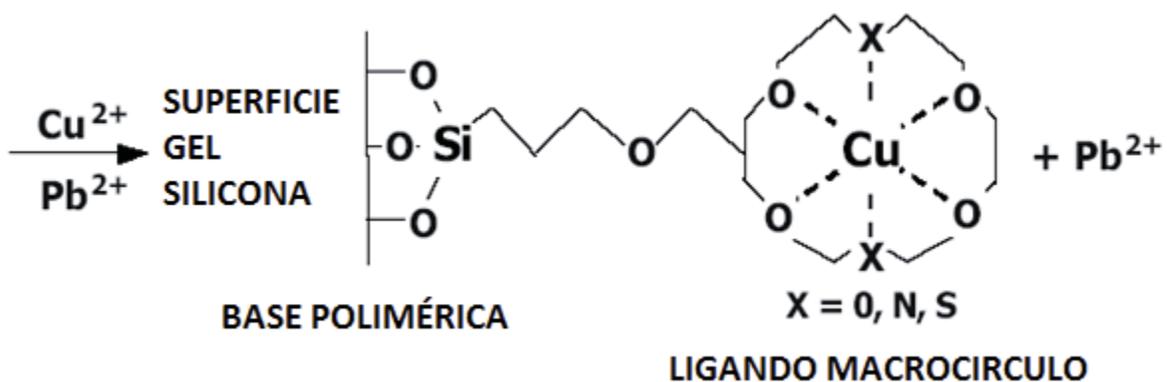


Figura 3. Selectividad de ligandos, deja de lado completamente al plomo disuelto.

La capacidad para formar complejos con metales pesados se puede calcular por cada desprotonización (donación de protones) de los ligandos con sus respectivas constantes de equilibrio (log K). La desprotonización permite la aceptación de los cationes metálicos y se determina con una titulación con una base diluida. En las siguientes reacciones L representa al ligando y M^{2+} a ion metálico. Cálculo de desprotonización:



Donde K_n constante de equilibrio para $n=1, 2, 3, 4$

El paso de cargado de cationes se puede desarrollar como las siguientes ecuaciones:



Constante K solamente con la presencia del átomo del ligando



Constante K_{LHM} con la presencia de ligando con un protón.



Constante K_{LHM} con la presencia de ligando compuesto.

La ecuación 4 representa la máxima capacidad de cargado del ligando, el complejo se forma, no solo entre el ligandos (desprotonizado) y el catión metálico (ecuación 2), sino que también con ligandos protonizados (ecuación 3). Esta representa la suma de todo el complejo metálico, que coexisten en solución, que determina la capacidad total del macrocírculo o de los ligandos similares para captar a los cationes metálicos divalentes.

La Tabla 2 muestra la constante de equilibrio para el cargado varios metales en SuperLig® y compara con las obtenidas con intercambio iónico y por extracción por solvente.

Catión	SuperLig®	Extracción por solvente	Intercambio iónico
Mg²⁺	0.02		
Cd²⁺	13.8	< 0.7	3.0
Cr²⁺	30.0	< 0.8	
Cu²⁺	22.0	< 0.9	7.3
Ni²⁺	17.0	< 0.10	4.9
Pb²⁺	14.4	< 0.11	4.2
Zn²⁺	14.4	< 0.12	3.8
Ag²⁺	13.8	< 0.13	< 0.7

Tabla 2. Constante de estabilidad (Log K) de cargado de metales por varios métodos.

La constante de equilibrio (K) nos permite calcular la estabilidad termodinámica y selectividad del complejo ligando–metal. Gracias a ello, se pudo determinar el diseño y estructura de ligandos para varios metales figura 4, ya sea alcalino, alcalino-térreo y de transición. La figura muestra las estructuras desarrolladas por IBC, Advanced technology.

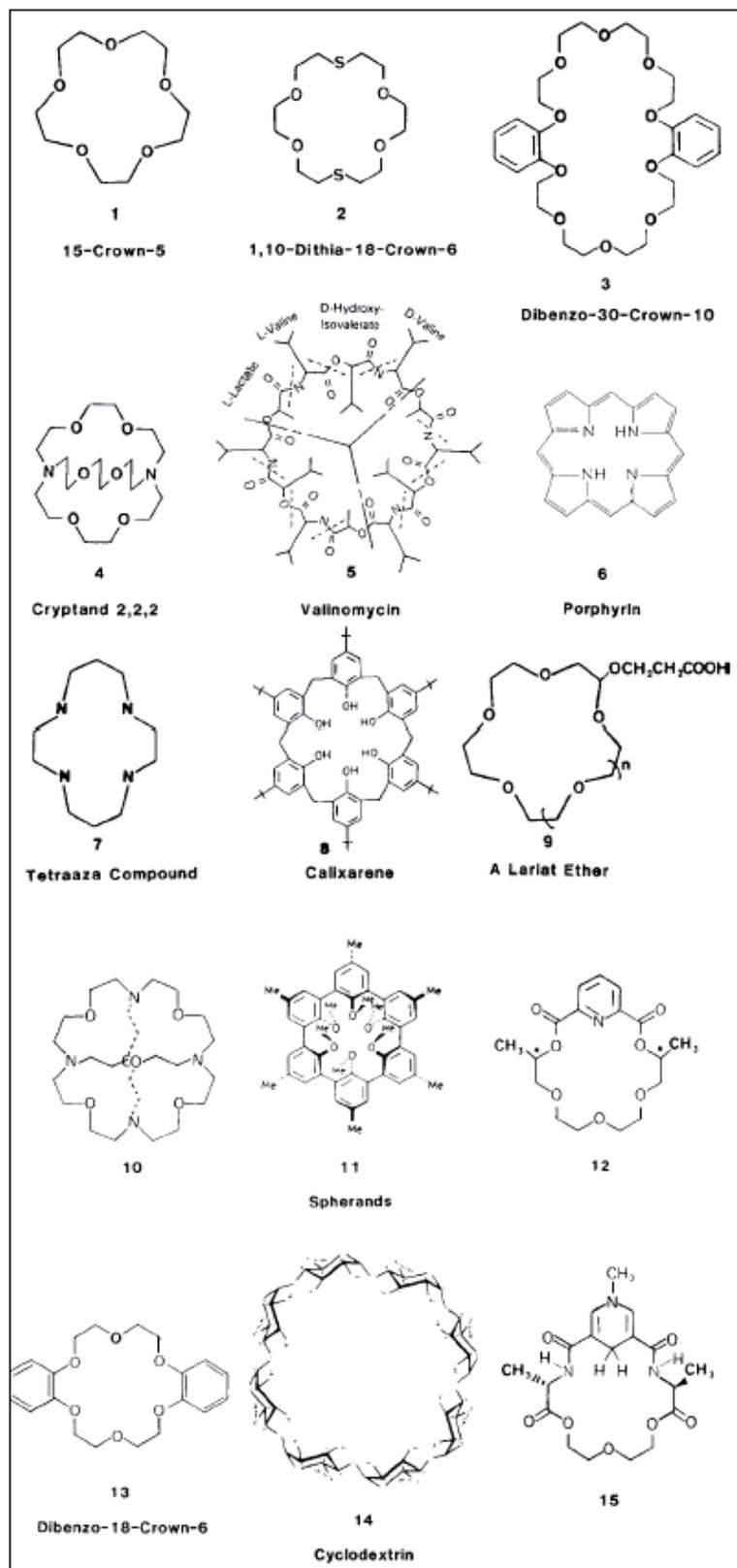


Figura 4. Estructuras de diferentes macrocírculos.

M ⁿ⁺	ionic radius, Å	log K	macrocycle
Na ⁺	0.95	0.8	18C6
K ⁺	1.33	2.03	
Rb ⁺	1.48	1.56	
Cs ⁺	1.69	0.99	
Ag ⁺	1.26	1.50	
Ca ²⁺	0.99	<0.5	18C6
Sr ²⁺	1.13	2.72	
Ba ²⁺	1.35	3.87	
Pb ²⁺	1.20	4.27	
K ⁺	1.33	<i>a</i>	T ₂ 18C6
Ag ⁺	1.26	4.34	
Pb ²⁺	1.20	3.13	
Na ⁺	0.95	4.11	2.2.2
K ⁺	1.33	5.58	
Rb ⁺	1.48	4.06	
Cs ⁺	1.69	1.44	
Ca ²⁺	0.99	4.57	
Sr ²⁺	1.13	8.26	2.2.2
Ba ²⁺	1.35	9.7	
Pb ²⁺	1.20	12.36	

^a No complex observed.

Tabla 3. Valores de Log K a 25°C para la interacción de metales alcalinos y alcalinos térreos con un macrocículo de corona de éter

Los resultados de la tabla 3, muestran el efecto sobre la estabilidad y selectividad de la cavidad de macrocículos, los radios atómicos y el número de anillos de la corona de éter. Por ejemplo, los radios iónicos de K⁺ y Ba²⁺ son casi idénticos y tienen los valores mayores de Log K en el grupo de macrocículos 18C6. La sustitución de dos átomos de oxígeno por dos de sulfuros formando la estructura de macrocículo 2.2.2, hace variar considerablemente la estabilidad del complejo [2].

Los valores demuestran un aumento considerable de la estabilidad termodinámica y mejoras en la selectividad de los complejos 2.2.2 - M⁺² con respecto a los complejos 18C6 - M⁺².

Entonces, al variar el número de los átomos de oxígeno en cada puente en 2.2.2 resulta una alteración significativa de la secuencia de selectividad del metal, según las indicaciones de la figura 5.

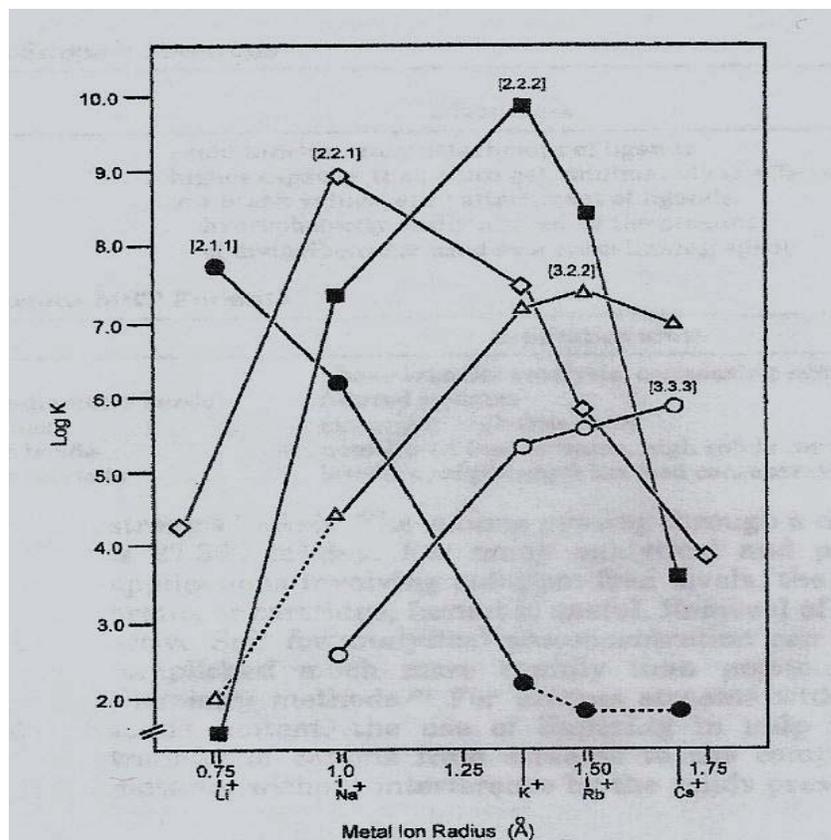


Figura 5. Valores de Log K evaluados en 95% CH₃OH para interacción de iones metálicos alcalinos con una serie de macrocircuitos.

Es evidente que hay una correlación destacada entre el ion metálico que tiene una máxima selectividad y el volumen de la cavidad del macrocículo. Los cationes más grandes prefieren cavidades mayores, mientras que cationes más pequeños prefieren volúmenes más pequeños de ligandos.

La regeneración del ligandos se desarrolla por una elusión con solución ácida de 1 a 4 M. Las siguientes ecuaciones pueden ser usadas para calcular el índice de disociación del catión metálico.

$$K_{Observado} = K_0 + K_A[A]$$

Donde A representa al ácido.



El ligando (L) de la ecuación 7 es luego protonizado como lo mostrado en la ecuación 1. Es decir bajo cierto pH el catión metálico es desplazado por los protones que atan a cada átomo donador (sitios múltiples por ligandos) hacen que el ligandos quede cargado positivamente con una carga +1. Cuando el H^+ o concentración de ácido es lo suficientemente alta como para desplazar el catión metálico más fuerte, todos los cationes son desplazados simultáneamente. Para una cama de columna llena, solamente es necesaria una elusión para todos los cationes metálicos cuando la molaridad del ácido es la apropiada[12].

La recuperación de metales alcalinos, alcalinos térreos y de transición se puede esquematizar en la figura 6:

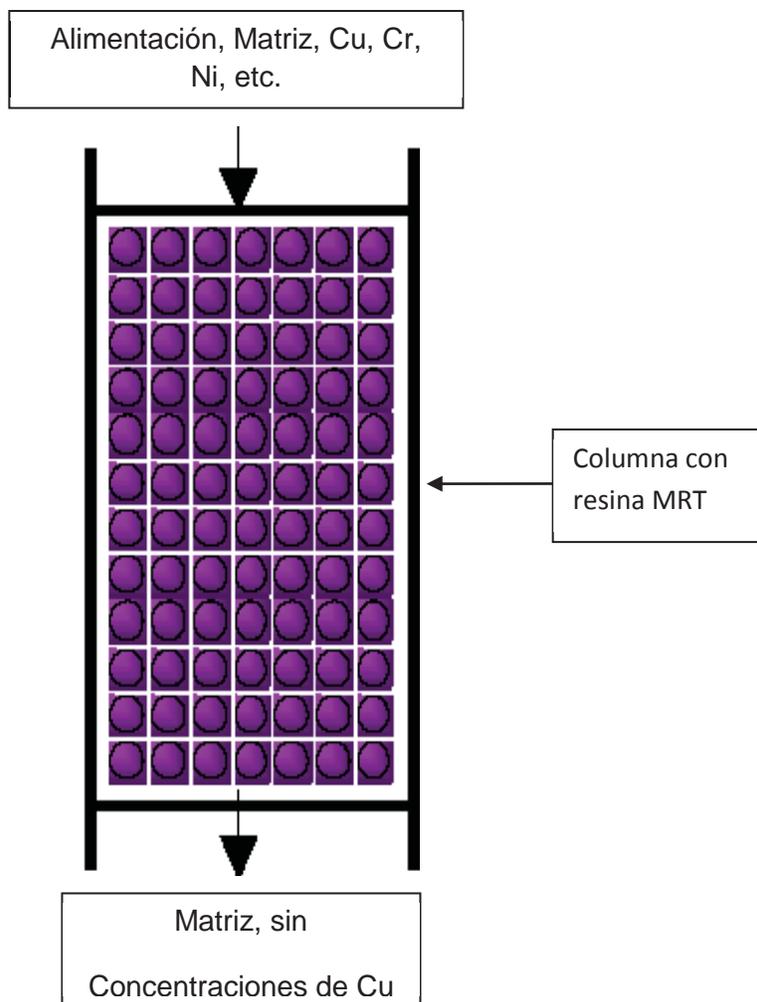


Figura 6. Columna de MRT.

Una secuencia expandida de lo que ocurre dentro de la columna

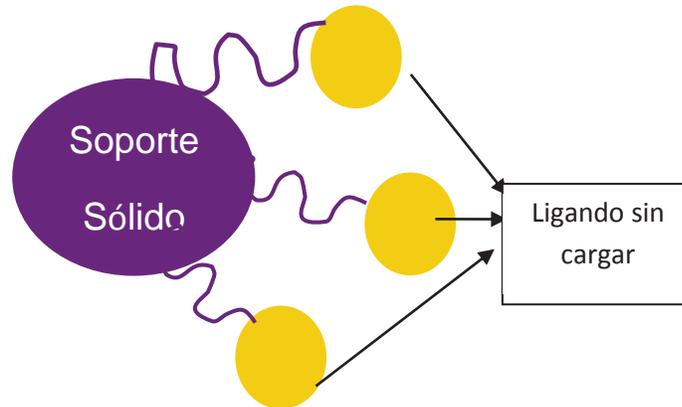


Figura 7. Resina antes de cargar

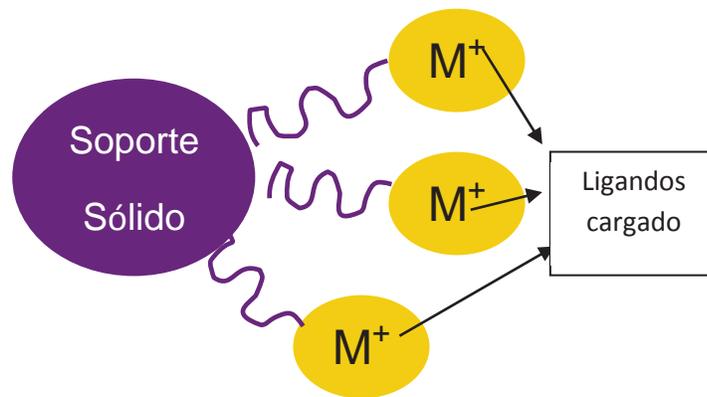


Figura 8. Resina cargada con ión metálico.

Se hace pasar una solución de elusión.

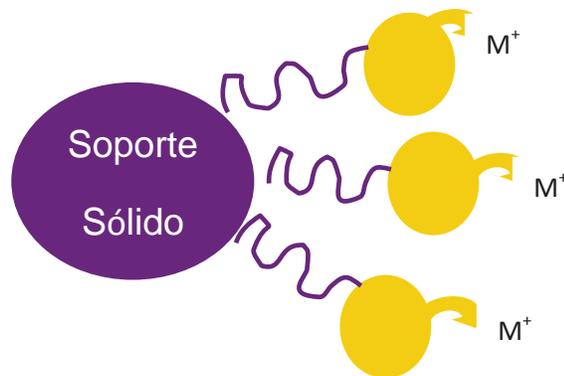


Figura 9. Extracción del ión metálico a través de la elusión.

Produciendo una solución de producto pura, de bajo volumen y con un valor comerciable.

Un ciclo completo se puede resumir en cuatro etapas:

- Fase de cargado: El ion a remover es atrapado por la resina SuperLig® previamente lavada, figura 8.
- Fase de Pre-lavado: La resina es lavada para retirar cualquier remanente de la solución de alimentación.
- Fase de elusión: El ion removido es recuperado desde la resina SuperLig®, formando una solución como producto, figura 9.
- Fase de Post-lavado: La columna es lavada para retirar cualquier remanente de la fase de elusión [15].

Volúmenes Ocupados en Cada Etapa

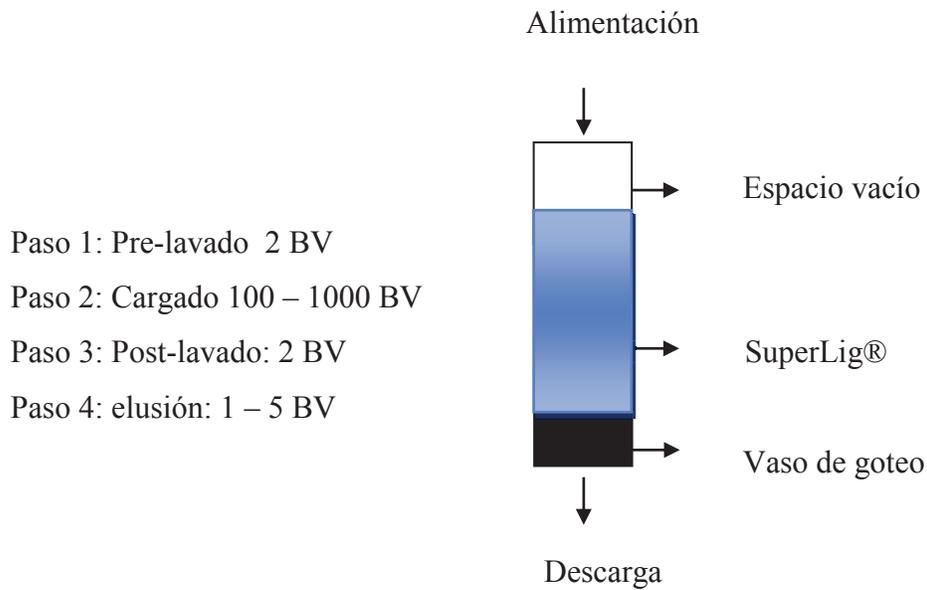


Figura 10. Volumen ocupado por etapa, BV volúmenes de cama

La figura 11 representa un ciclo completo de proceso de separación, relacionando la concentración del metal removido y el volumen de cama ocupado[14].

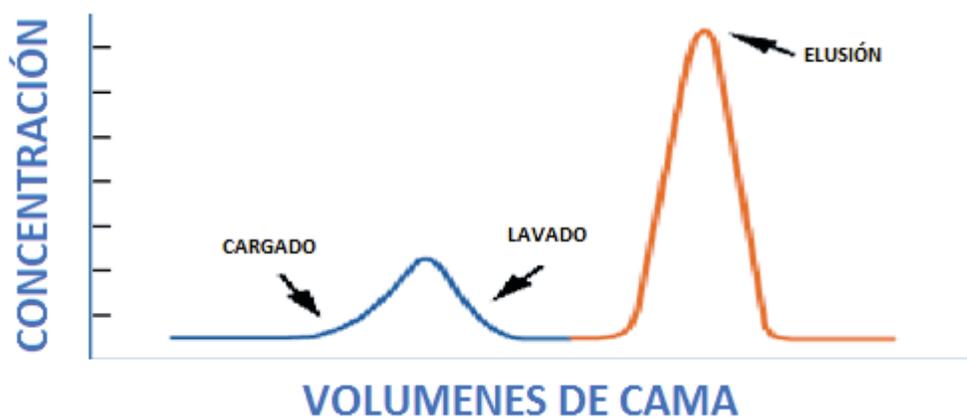


Figura 11. Concentración v/s BV, ciclo completo de separación

2.4. Aplicaciones de MRT

La tabla 4 muestra las aplicaciones del tratamiento por reconocimiento molecular, las que se encuentran coloreadas representan las desarrolladas en este informe.

ELEMENTO A REMOVE	MATRIZ	PROCESO
Rh	Pt/Pd/Fe/Cu/Ni/Zn/Pb/Ca/Na/HCl	refinería de grupo del platino
Pd/Cu/Bi/Pb	Ag/H ⁺ /NO ₃ ⁻	refinería de plata
Pd/Pt	Au/Fe/Ni/Ca/Na/HCl	refinería de oro
Bi/Sb/Fe/As/Pb/Ni/Se/Co/Te/Mo	Cu/H ₂ SO ₄	refinería de cobre, EW.
Pb/Fe	Sn/ varios ácidos	refinería de estaño, platinado
Zn/cu/Ni	Co	refinería de cobalto
Ni/co/Cu/Fe/Cd/Sb/As	Zn	refinería de zinc, EW
Sn/Tl	Pb	refinería de plomo
Co/Zn/Cu	Ni	refinería de níquel
As/Bi/Sb/W/Mo	Cr	refinería y platinado
Fe/Co/Ni/Cu/Zn/Pd/K	Mn	refinería de manganeso
Hg/As/fe/Na/K/ca/Mg/cu/Ni	H ₂ SO ₄	purificación de H ₂ SO ₄
Na/k/Ca/Mg/Fe/Cu/Ni/Zn/Pd/Pt/Ag	NH ₃ o HCl	lavado semiconductores
Pb	H ₂ SO ₄	plantas de baterías ácidas
Se	H ₂ O/ SO ₄ ⁻² /Cl ⁻	tratamiento de aguas de minas
V	corrientes de petróleo	refinería de petróleo
Hg/Pb/Cd/Ag/Cu/Ni/Zn/Cr	Na/K/Ca/Mg/SO ₄ ⁻² /CO ₃ ⁻² /Cl ⁻	tratamiento de aguas
Na/K/Ca/Mg/Fe/Pb	aminas/ H ₂ O	Planta eléctrica, corrosión
Cs/Sr/U/Pu/Am/Cm/Tc	HNO ₃ /NaNO ₃ / EDTA	tratamiento de limpieza nuclear
Mg/Ca/K/Na/Cu/Fe	solventes orgánicos	purificación de solventes orgánicos
Ga	V/Fe/Al/As	recuperación Ga
Ge	As/Zn	recuperación Ge
In	Cd/Sn/Sb/As/Zn	refinería de in
Cd	Zn/Co/Ni	refinería de Cd
Re	Cu/Mo/Na/K/Ca	refinería de Re

Tabla 4. Aplicaciones de la tecnología MRT

2.5. Aguas Mina

Drenaje ácido de mina (AMD) es un término que es usado para describir el drenaje que ocurre como resultado de la oxidación natural de minerales sulfurados contenidos en rocas cuando son expuestas a la acción combinada de agua y oxígeno atmosférico.

Este se ve comúnmente en las operaciones mineras de sulfuros polimetálicos, carbón y lignito. Este fenómeno no es particular de la minería, pero puede ocurrir cuando rocas sulfuradas son expuestas a aire y agua, cuando manantiales naturales ácidos se ubican cerca de afloramientos minerales sulfurados.

Las fuentes más comunes de AMD son operaciones mineras subterráneas o a rajo abierto, rocas de desecho minero o sobrecarga de vertederos, relaves de proceso y deposición temporal o permanente de concentrados sulfurados, especialmente piritas, sin valor comercial bajo las actuales condiciones económicas. Dichas fuentes pueden permanecer activas por décadas y incluso centurias después del cierre de la mina.

El AMD es asociado a la minería del carbón y de sulfuros polimetálicos. Los depósitos de sulfuros polimetálicos constituyen la mayor fuente de un gran número de metales como, cobre, zinc, plomo y una importante fuente de otros como oro y níquel. La minería de estos metales inevitablemente resulta en la generación de grandes cantidades de roca de desecho y relaves de proceso conteniendo residuos sulfurados.

El inapropiadas prácticas de manejo s de residuos en el pasado y en cierto punto en la actual minería ha provocado la producción de AMD que han contaminado suelos y aguas subterráneas bajo extensas áreas con ácido sulfúrico y metales tóxicos. Esto es particularmente catastrófico en zonas con minas redundantes donde los antiguos desechos y operaciones mineras son ahora fuentes activas de AMD y continua contaminación ambiental.

El AMD desde minería de carbón y lignito también contiene sulfatos, fierro y aluminio en solución sin embargo es generalmente caracterizada por bajas concentraciones de metales tóxicos.

Génesis del drenaje ácido de mina

Las fuentes de AMD contienen sulfuros formadores de ácido y otros minerales, algunos son potencialmente consumidores de ácido. AMD es sin embargo los resultados de una compleja serie de reacciones químicas:

Generación de ácido sulfúrico debido a la oxidación de sulfuros por la acción combinada de oxígeno y agua. Estas reacciones son autocatalíticas y su tasa es acelerada por la acción bacteriana.

Consumo del ácido generado por los componentes consumidores de ácido de estas reacciones resulta la precipitación de yeso ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) e hidróxidos metálicos, oxi-hidróxidos y otros compuestos complejos.

Si la capacidad de consumo de ácido es mayor que la generación de este, el drenaje resultante será neutro incluso alcalinas en vez de ácidas. Sin embargo la generación ácida puede tomar lugar en “hot spots” con altas concentraciones de sulfato.

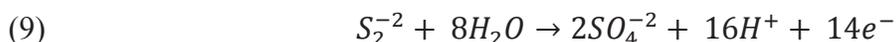
Las soluciones de AMD usualmente se caracterizan por tener un color café-rojo atribuido a ión férrico; sin embargo una color azul-verde puede prevalecer si el fierro disuelto está en el estado ferroso el que cambia al usual color café-rojo expuesto a la atmósfera. Además, AMD contiene productos en suspensión de reacciones de precipitación que pueden impartir un color rojizo (oxi-hidróxidos férricos), blanco (Hidróxido de aluminio), etc.

Reacciones de generación oxidación ácida

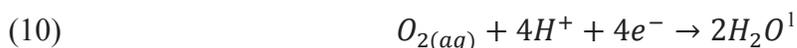
La oxidación de minerales sulfurados toma lugar a través de una compleja serie de reacciones, directa, indirecta y mecanismos de asistencia microbiológica; algunas reacciones de oxidación resultan en generación de ácido, así como otras resultan en disolución y movilización de metales pesados.

La pirita (FeS_2) es el principal mineral responsable de la generación de ácido, la oxidación de la pirita y su control a sido revisado en detalla por Evangelou (1995). Normalmente, la pirita es un mineral estable e insoluble en la medida que no se ponga en contacto con aire y agua. Sin embargo como resultado de la minería este ha sido expuesto y es parcialmente solubilizado.

La reacción envuelve oxidación anódica del ión bisulfuro, S_2^{-2} , el cual contiene azufre en estado de oxidación -1 a ión sulfuro, SO_4^{-2} el cual contiene azufre en estado +6:



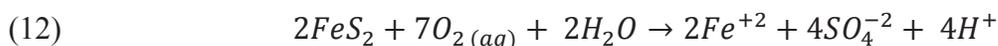
La oxidación es acompañada de reducción catódica del oxígeno disuelto:



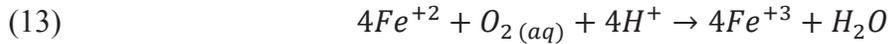
Si sumamos la reacción 1 y 2, obtenemos la ecuación redox total:



De acuerdo a la reacción anterior, la oxidación de la pirita se expresa de la siguiente forma:



Esta reacción produce protones ácidos, si se mantiene el potencial, se producirá la oxidación de Fe^{+2} a Fe^{+3} por oxígeno, consumiendo parte de los protones ácidos.



La oxidación del ion ferroso en la reacción 5 se realiza abióticamente a un pH alto y disminuye a medida que el pH decrece, esto es porque a $pH > 4,5$, la reacción tiene una dependencia de segundo orden con la actividad de OH^- como se muestra en la ecuación de razón de cambio desarrollada por Singer and Stumm, 1970 en:

$$(I) \quad -\frac{d[Fe^{+2}]}{dt} = k \cdot [Fe^{+2}] \cdot [OH^-] \cdot P_{O_2} \quad (pH > 4,5)$$

Donde k es $8,0E13 [L^2 \text{ mol}^{-2} \text{ atm}^{-1} \text{ min}^{-1}]$ a $25^\circ C$

La ecuación de razón de cambio anterior indica que la oxidación química del ión ferroso (Fe^{+2}) cerca del pH neutro es mucho más rápida que en pH ácido, bajo condiciones abióticas.

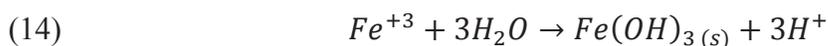
A un pH bajo 3,5 la reacción es independiente del pH:

$$(II) \quad -\frac{d[Fe^{+2}]}{dt} = k' \cdot [Fe^{+2}] \cdot P_{O_2} \quad (pH < 3,5)$$

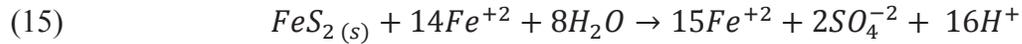
Donde k es $1,0E-7 [\text{atm}^{-1} \text{ min}^{-1}]$ a $25^\circ C$

Sin embargo a este rango de pH la velocidad de reacción puede ser acelerada en varios órdenes de magnitud a través de la acción de la bacteria *Thiobacillus*.

Si el pH de la solución resultante es mayor que 3, el ión férrico se hidrolizará precipitando como hidróxido y generando acidez.



Además, el Fe^{+3} que se genera a través de la reacción (13) se oxida a FeS_2 por la siguiente reacción indirecta:



El resultante Fe^{+2} se oxidará a Fe^{+3} por la reacción (13) y nuevamente estará en condiciones para oxidar más piritita (autocatálisis).

El oxígeno molecular disuelto en el agua, $O_2(ac)$, trabaja como un agente oxidante para las reacciones 4 y 5, en estas reacciones él oxígeno es reducido desde el estado de oxidación cero hasta -2, formando H_2O o OH^- en soluciones ácidas o básicas respectivamente.

La ecuación que representaría esta reducción en medio ácido está dada por la reacción 10, para medio básico ocurriría de la siguiente manera:



La concentración de oxígeno disuelto en el agua se gobierna a través del siguiente equilibrio:

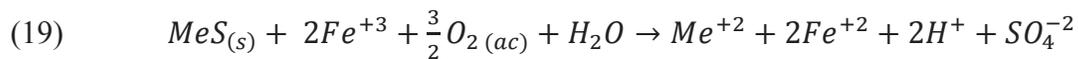


Para la cual la constante de equilibrio es la constante de la Ley de Henry:

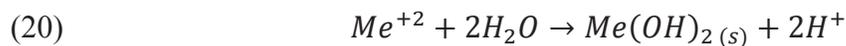
$$(III) \quad K_{H,298} = \frac{[O_2(ac)]}{P_{O_2}} = 1,3 \cdot 10^{-3} [mol L^{-1} atm^{-1}]$$

La presión parcial del oxígeno en aire seco es 0,21 atm, por lo tanto la solubilidad del oxígeno en agua a 25 °C es 8,7 g/l. La solubilidad de los gases en agua aumenta conforme la temperatura desciende, a una temperatura de 0 °C la solubilidad del oxígeno en agua es de 14,7 g/l y a 35 °C será 7 g/l. Generalmente la concentración de oxígeno en aguas superficiales, naturales y descontaminadas se estima en 10 g/l.

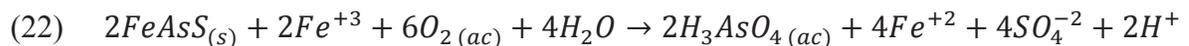
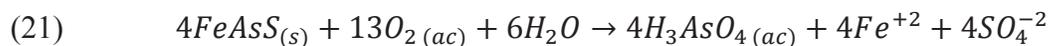
Usualmente el mineral sulfurado predominante es la pirita y es el responsable de la generación de ácido en AMD, pero también existen otros minerales sulfurados responsables tanto de esto como de la disolución de metales pesados. Ejemplos de esos minerales son los sulfuros de metales bivalentes, como, MeS_2 , donde $Me = Fe, Zn, Cd, Pb, Cu, Ni$ que se oxidarán directamente o indirectamente por la acción de Fe^{+3} :



Estas reacciones no producen protones ácidos, el H^+ producido por la reacción 22 será consumido a través de la reacción 13 generando Fe^{+3} , a menos que el ión Me^{+2} se hidrolice:



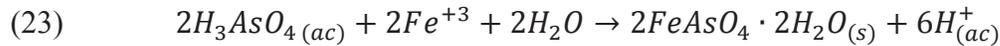
La solubilidad de Cd^{+2} , Zn^{+2} , Ni^{+2} es alta en un rango de pH entre el neutro y 4,5, por lo tanto estos iones no se hidrolizan en un grado apreciable para producir acidez, sin embargo contaminan los AMD con metales pesados. El catión Cu^{+2} precipitará como $Cu(OH)_2$ a un pH entre 5 y 6, produciendo ácido. El plomo formará el sulfato insoluble $PbSO_4$. Si es que está presente la arsenopirita esta se oxidará directa o indirectamente,



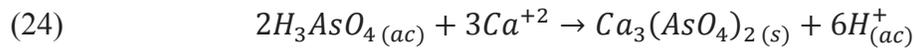
En todas las reacciones anteriores, el As disuelto es representado el estado pentavalente no disociado como $H_3AsO_{4(ac)}$, sin embargo puede encontrarse parcialmente disociado como $H_2AsO_4^-(ac)$.

Además se debe mencionar que debido a la oxidación directa o indirecta de la arsenopirita presentarse en forma trivalente más que en forma pentavalente, así $\text{HAsO}_2(\text{ac})$ o $\text{AsO}_2^-(\text{ac})$.

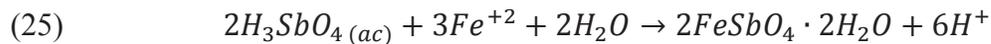
La precipitación de arsénico férrico ocurrirá a $\text{pH} > 3$ como $\text{FeAsO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, o arseniatos férricos básicos como, $\text{FeAsO}_4 \cdot x\text{Fe}(\text{OH})_3$:



La precipitación de arseniato con Cal también es posible:



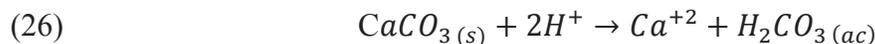
El ión antimoniato precipitará de la misma manera:



Reacciones de neutralización ácida

Los minerales consumidores de ácido como, carbonatos (calcita, aragonito, siderita, magnesita), aluminosilicatos (olivino, piroxena, feldespato, micas), usualmente coexisten con los sulfuros y estos reaccionan con el ácido neutralizándolo.

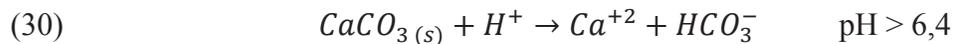
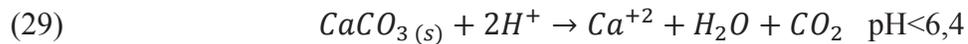
La calcita reacciona de acuerdo a la siguiente reacción:



El débil y poco estable ácido carbónico producido por la reacción (26), se descompone generando $\text{CO}_2(\text{ac})$, HCO_3^- y CO_3^{-2} , la distribución de estas especies es función del pH. Para un rango de pH entre 7-10, el ácido carbónico es la especie dominante para un pH bajo 6 el Dióxido de carbono predomina. Por lo tanto las reacciones serían las siguientes:

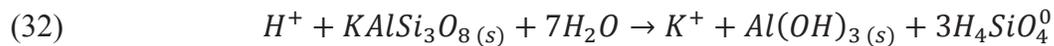
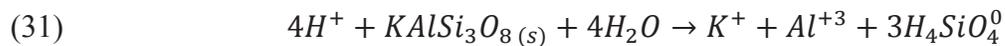


Con la unión de estas tres últimas reacciones obtenemos la reacción de neutralización neta de $CaCO_3$:



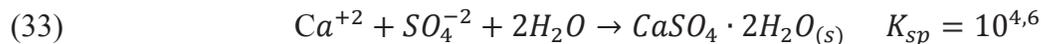
Estas reacciones se desprende que se necesita el doble de calcita para neutralizar el ácido (> 6,4) que a niveles ligeramente ácidos.

De la misma manera los aluminosilicatos, como el K-Feldespató, reaccionará de acuerdo a la siguiente ecuación:



Durante la evolución de la reacción y como el pH aumenta, metales pesados precipitarán como hidróxidos produciendo acidez.

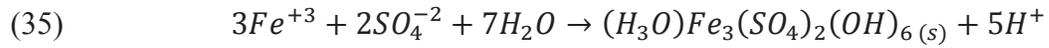
Yeso precipitará una vez que su solubilidad sea excedida:



El producto de solubilidad predice una solubilidad de 0,86 g/l, incluyendo complejos corrección de actividades, la solubilidad de $CaSO_4 \cdot 2H_2O$ es calculada como 3,15 g/l a 25°C.

Otras reacciones

A bajo pH, otras reacciones de precipitación toman lugar, reaccionando mayormente, ión férrico, formando sulfatos básicos y jarositas.



Otros productos como $FeSO_4 \cdot xH_2O$, han sido identificados.

3. Pruebas laboratorio

3.1. Caracterización Química

Estimación de variabilidad de ADM

	Unidad	Mínimo	Medio	Máximo
Al	ppm	16	79	266
As	ppm	0,009	0,4	12,8
Cd	ppm	0,006	0,1	0,3
Cl	ppm	9,1	54,4	100,4
Cu	ppm	154	287	458
Fe	ppm	0,009	17,8	87,4
Hg	ppm	0,0005	0,001	0,007
Mn	ppm	4,2	12,3	21,8
Mo	ppm	0,1	0,8	3,5
pH	ppm	3,9	4,4	6,6
Pb	ppm	0,005	0,1	0,5
SS	ppm	150	4025	12508
TDS	ppm	960	2324	8478
SO4	ppm	928	1780	2682
Zn	ppm	1,6	5,7	11,1

Tabla 5. Caracterización Química

A modo de utilizar un valor promedio que represente de la mejor manera la concentración de cobre para los posteriores cálculos se utilizará un 300 ppm, promedio de la tabla 5.

3.2. Caracterización Física

Las aguas minas se presentan principalmente como suspensiones, una fase fluida, solución de sulfatos y otra sólida, constituida principalmente de tierras arcillosas arrastradas.

Durante esta etapa se determina porcentaje sólidos además de densidades del líquido y sólido.

3.2.1. Porcentaje de Sólidos

Para determinar la cantidad de sólidos presentes, se tomaron cinco muestras de la muestra madre totalmente homogenizada a través de un agitador.

Cada muestra fue pesada, luego filtrada en un embudo bighnner, papel filtro N°345 (previamente pesado) y bomba de vacío, posteriormente, el sólido filtrado fue secado por 9 hrs a 120 °C en Horno. Así, por diferencia de pesos se obtiene la cantidad de sólidos, según la ecuación IV y los resultados se presentan en la tabla 6:

$$(IV) \quad \% \text{ Sólidos} = \frac{(\text{Masa Muestra seca} - \text{Masa Papel filtro})}{\text{Masa Muestra Inicial}} \times 100$$

Muestra	Muestra inicial	Papel filtro	Muestra seca	Sólido
N°	Gr	gr	Gr	%
1	285,560	10,340	16,251	2,070
2	302,780	12,450	18,234	1,910
3	299,580	14,570	20,834	2,091
4	310,870	16,340	22,087	1,849
5	303,760	13,650	20,543	2,269
Promedio				2,038

Tabla 6. Datos para determinación de porcentaje de sólidos.

3.2.2. Gravedad Específica de Sólidos

Para esta determinación se aplicara el método de picnometría. Para esto se ocuparan las mismas muestras secas que se obtuvieron en la determinación de porcentaje de sólidos.

Primero, se tomaron cinco muestras y cinco picnómetros. Se pesaron cada picnómetro, después se peso el picnómetro lleno de agua, luego se peso el picnómetro seco con cierta cantidad de muestra. Posteriormente, peso el picnómetro con la muestra y rellenado con agua, según la ecuación V y los resultados se presentan en la tabla 7:

$$(V) \quad S.G.s = \frac{(Masa P.muestra - Masa P.vacio)}{(Masa P. agua - (Masa P.muestra y agua - Masa P.muestra))}$$

Muestra	Picnómetro Vacio	Picnómetro c/agua	Picnómetro c/muestra	Picnómetro c/muestra y agua	S.G. sólido
Nº	gr	gr	gr	%	-
1	20,456	90,874	53,723	133,927	3,118
2	21,432	91,374	57,846	137,668	3,152
3	21,091	92,573	60,737	139,385	2,847
4	19,323	89,143	50,765	128,894	2,855
5	20,100	90,002	51,231	131,730	3,276
Promedio					3,050

Tabla 7. Datos para la determinación de gravedad específica de sólidos.

3.2.3. Densidad del Líquido

Se calculó según ecuación VI y los resultados se presentan en la tabla 8:

$$(VI) \quad \rho_L = \frac{(Masa P.solución - Masa P.vacia)}{Vol P.solución}$$

Muestra	Probeta	Probeta c/solución		Densidad
Nº	gr	gr	ml	ton/m3
1	30,543	82,635	50,894	1,024
2	29,567	91,374	56,240	1,099
3	31,647	92,573	55,495	1,098
4	30,612	89,143	55,619	1,052
5	31,874	90,002	57,990	1,002
Promedio				1,055

Tabla 8. Datos para la determinación de densidad del líquido

3.3. Pruebas de capacidad de carga

El objetivo de estas pruebas fue determinar cuál es la máxima capacidad de tratamiento de la resina y máxima concentración de elución.

3.3.1. Características generales de las pruebas

Para lograr un resultado lo más fiable y cercano a la realidad se diseñó un sistema de columnas, basado en el mostrado en Hidrometalurgia fundamentos, procesos y aplicaciones, Esteban M. Domic M, figura 12[5].

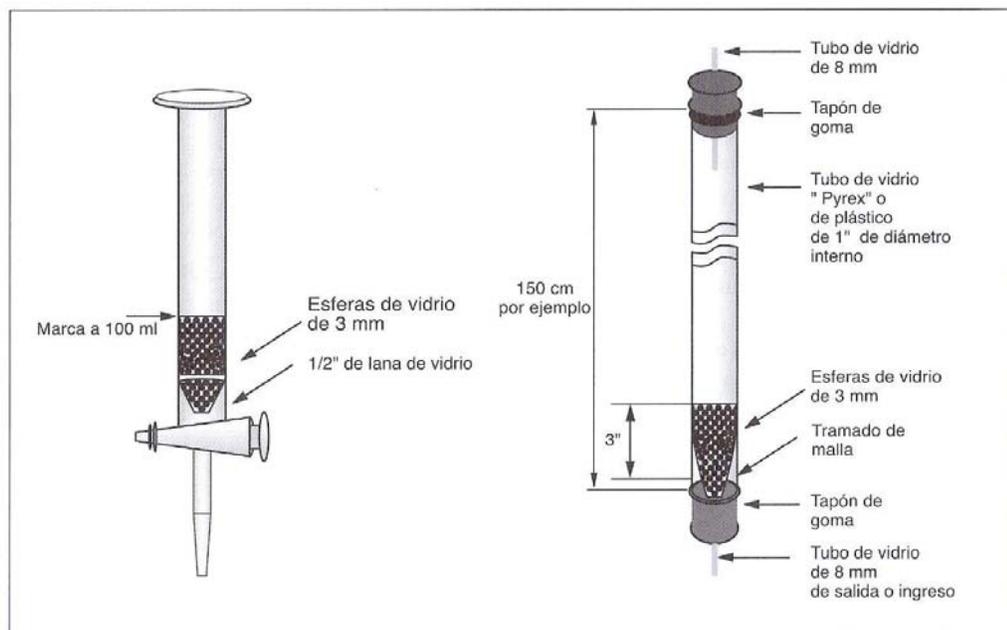


Figura 12. Columnas de laboratorio y semi-piloto para de parámetros de operación de IX en régimen continuo.

3.3.2. Equipos y reactivos utilizados

La figura 13 se muestra el sistema completo utilizado para las pruebas escala laboratorio, y a continuación se detalla cada una de sus partes:

- *Bomba peristáltica*

Bomba peristáltica de flujo variable

- *Columna*

Para la columna se utilizó una jeringa de 10 ml

- *Resina SuperLig®132*

Para cada test se utilizó resina nueva y una cantidad de 2-3 gr, previamente pesada en balanza analítica figura 14 y 15. Una cantidad mayor provoca problemas de circulación del líquido a través de esta.

- *Lana mineral*

Para evitar que la resina fuera arrastrada por el líquido, en el fondo de la columna se dispuso una delgada capa de lana mineral, que deja pasar solo líquido.

- *Vasos receptores*

Para evitar pérdidas de material o evaporación de solvente que alteraran los resultados, las muestras fueron tomadas en vasos receptores de vidrio con tapa hermética.

- *Eluente*

El principal eluente utilizado fue ácido sulfúrico, debido a su amplio conocimiento en la hidrometalurgia del cobre.

- *Solución Alimentación*

La solución de alimentación fue una muestra obtenida directamente de aguas minas de la mina El Teniente.



Figura 13. Sistema de pruebas laboratorio

3.3.3. Métodos de análisis

Espectrofotometría de absorción atómica

Aunque en un comienzo se pensó en la posibilidad de emplear el espectrofotómetro de absorción atómica esta alternativa de desecho.

Debido a que este equipo requiere la utilización de una curva patrón previa al análisis, dentro de un rango muy pequeño de concentraciones (para obtener resultados cuantitativos), y la concentraciones de la soluciones a analizar son muy diversas y dentro de un amplio rango, este método sería demasiado aparatoso, extenso.

Por esta razón este método se empleara solo para corroborar resultados, y parar algunos casos excepcionales.

Método CIMM detección de cobre

El principal método utilizado para la detección de cobre fue el método CIMM, debido a que es rápido y efectivo.

- Agregar NH_3 (Forma el complejo tetraaminocuprico)
- Agregar NH_4F_2 (Bifluoruro de amonio)
- Agregar 10 ml de CHOOH
- Agregar una punta de espátula de KI
- Valorar con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ hasta color café claro
- Agregar almidón 1%
- Seguir titulando con $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$ hasta color morado pálido
- Agregar SCNNH_4 (sulfocianuro de amonio), ayuda a detectar mejor el punto final de la titulación.
- Titular hasta punto final

3.3.4. Procedimiento de pruebas

- Preparar la solución eluente de ácido sulfúrico a la concentración adecuada y estandarizarlo.
- Tomar una muestra de aguas minas y sacar una muestra de cabeza.
- Preparar solución de lavado, medir pH, conductividad y tomar muestra para análisis de Cu.
- Instalar la columna
- Pesar resina SuperLig®132 (Figuras 14 y 15)
- Rellenar columna con la resina
- Hacer un pre-lavado a la resina midiendo pH y conductividad de efluente, hasta alcanzar los mismos parámetros de entrada.

Etapa de cargado

- Alimentar la solución de cobre
- Encender bomba a flujo adecuado
- Iniciar cronometro
- Tomar muestra cada cierto intervalo de tiempo
- Medir pH y conductividad de muestras
- Alimentar hasta obtener mismos parámetros de entrada y salida
- Analizar Cu en última muestra para corroborar igual concentración en salida y entrada.

Etapa de post-lavado

- Alimentar agua de lavado
- Encender bomba a flujo adecuado
- Iniciar cronometro
- Tomar muestras cada cierto intervalo de tiempo
- Medir pH y conductividad en muestras

- Alimentar hasta obtener mismos parámetros de entrada y salida
- Analizar Cu en última muestra para corroborar igual concentración en salida y entrada.

Etapa de elución

- Alimentar solución eluente
- Encender bomba a flujo adecuado
- Iniciar cronometro
- Tomar muestras cada cierto intervalo de tiempo
- Alimentar eluente en exceso para asegurar elución total

Etapa de pre-lavado

- Alimentar agua de lavado
- Encender bomba a flujo adecuado
- Iniciar cronometro
- Tomar muestras cada cierto intervalo de tiempo
- Medir pH y conductividad en muestras
- Alimentar hasta obtener mismos parámetros de entrada y salida
- Analizar Cu en última muestra para corroborar igual concentración en salida y entrada.

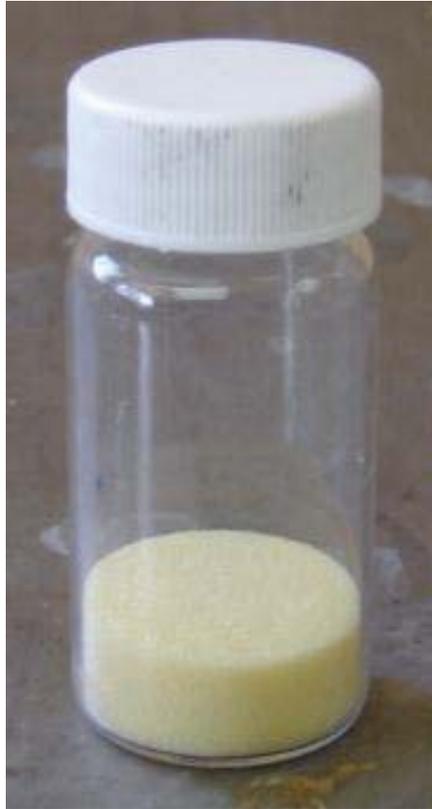


Figura 14. Muestra de resina Superlig®132



Figura 15. Muestra de resina Superlig®132

3.3.5. Capacidad de Tratamiento

Parámetros		
Resina	SuperLig®132	
Masa resina	2,45	gr
Flujo alimentación	3	ml/min
Tiempo alimentación	15	min
Concentración alimentación	300	ppm
Temperatura alimentación	21	°C
Eluente	H ₂ SO ₄	
Concentración eluente	2	M
Tiempo elución	8	min
Flujo elución	0,4	ml/min
Temperatura de elución	21	°C

Tabla 9. Parámetros para prueba de capacidad tratamiento

Durante la etapa de cargado, se comienza alimentando la solución en la columna y se toman muestras (figura 17) en intervalos de tiempo constante de la solución de salida de la columna y analizando la concentración de cobre presente, los resultados se presentan en la tabla 10 y en el gráfico de la figura16. Como este grafico representa la variación de la concentración de cobre en el efluente se puede obtener la capacidad de tratamiento, o sea, la cantidad máxima de cobre atrapada por la resina, hasta su saturación cuando la concentración del efluente sea igual a la concentración de entrada.

Resultados

Muestra N°	Volumen L	NaS2O3 N	Solución analizada L	f Cu -	PE Cu -	meq Cu -	Concent. -
1	0,01	0,0001	0	0,001	1	63,4	0
2	0,01	0,0001	0	0,001	1	63,4	0
3	0,02	0,0001	0	0,001	1	63,4	0
4	0,02	0,0001	0	0,001	1	63,4	0
5	0,03	0,0001	5	0,001	1	63,4	0,0005
6	0,03	0,0001	9	0,001	1	63,4	0,0009
7	0,04	0,0001	18	0,001	1	63,4	0,0018
8	0,04	0,0001	22	0,001	1	63,4	0,0022
9	0,05	0,0001	29	0,001	1	63,4	0,0029
10	0,05	0,0001	47	0,001	1	63,4	0,0047

Tabla 10. Resultados de prueba de capacidad

Curva de Cargado

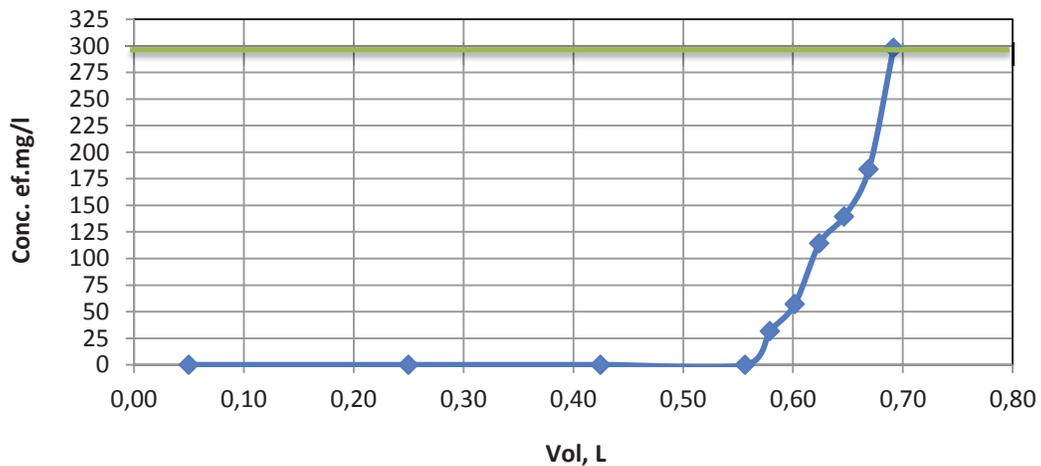


Figura 16. Grafico de cargado

La capacidad calculada fue de 76 gr/kg.



Figura 17. Columna escala laboratorio utilizada para pruebas.

3.3.6. Capacidad de Elución

Muestra	Volumen	NaS2O3	Solución analizada	f Cu	PE Cu	meq Cu	Concent.	
	ml	N	ml	L	-	-	ppm	
1	0,50	0,0001	16	0,001	1	63,4	0,0016	101,44
2	1,00	0,001	25	0,001	1	63,4	0,025	1585
3	2,00	0,01	7	0,001	1	63,4	0,07	4438
4	2,50	0,01	13	0,001	1	63,4	0,13	8242
5	3,00	0,01	11	0,001	1	63,4	0,11	6974
6	3,50	0,01	8	0,001	1	63,4	0,08	5072
7	4,50	0,001	39	0,001	1	63,4	0,039	2472,6
8	5,00	0,001	4	0,001	1	63,4	0,004	253,6

Tabla 11. Resultado de prueba de capacidad de elución.

Durante la etapa de elución se toman muestras en intervalos de tiempo constante y se analiza la concentración de cobre presente, los resultados se muestra en la tabla 11 y en el gráfico de la figura 18, el área bajo la curva determina la cantidad de cobre total recuperada en la solución relativa, dividido por el volumen total obtenemos la concentración final de la solución.

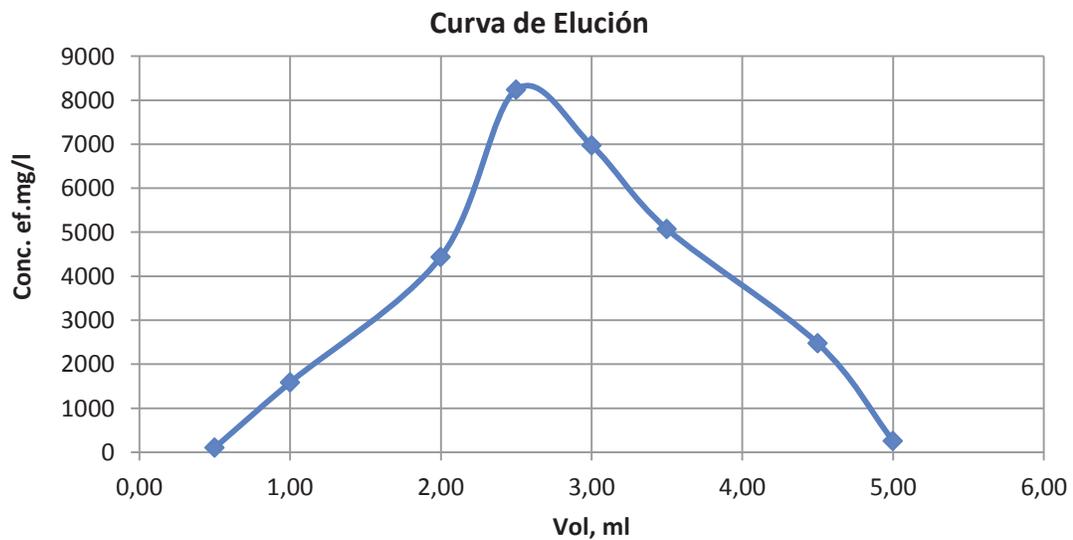


Figura 18. Gráfico de Elución

4. Diseño de Planta

4.1. Parámetro de Diseño

Flujo Volumétrico: 1200 [m³/hr]

Sólidos: 2,20 [%]

Densidad: 1,06 [t/m³]

Flujo Másico: 1347,6 [t/hr]; 32342,2 [t/d]

S.G. Sólido: 3

S.G. líquido: 1,05

Concentración de Cu: 300 ppm

4.1.

Diagrama de Planta Industrial

4.3. Equipos

de Flujo

MRT.

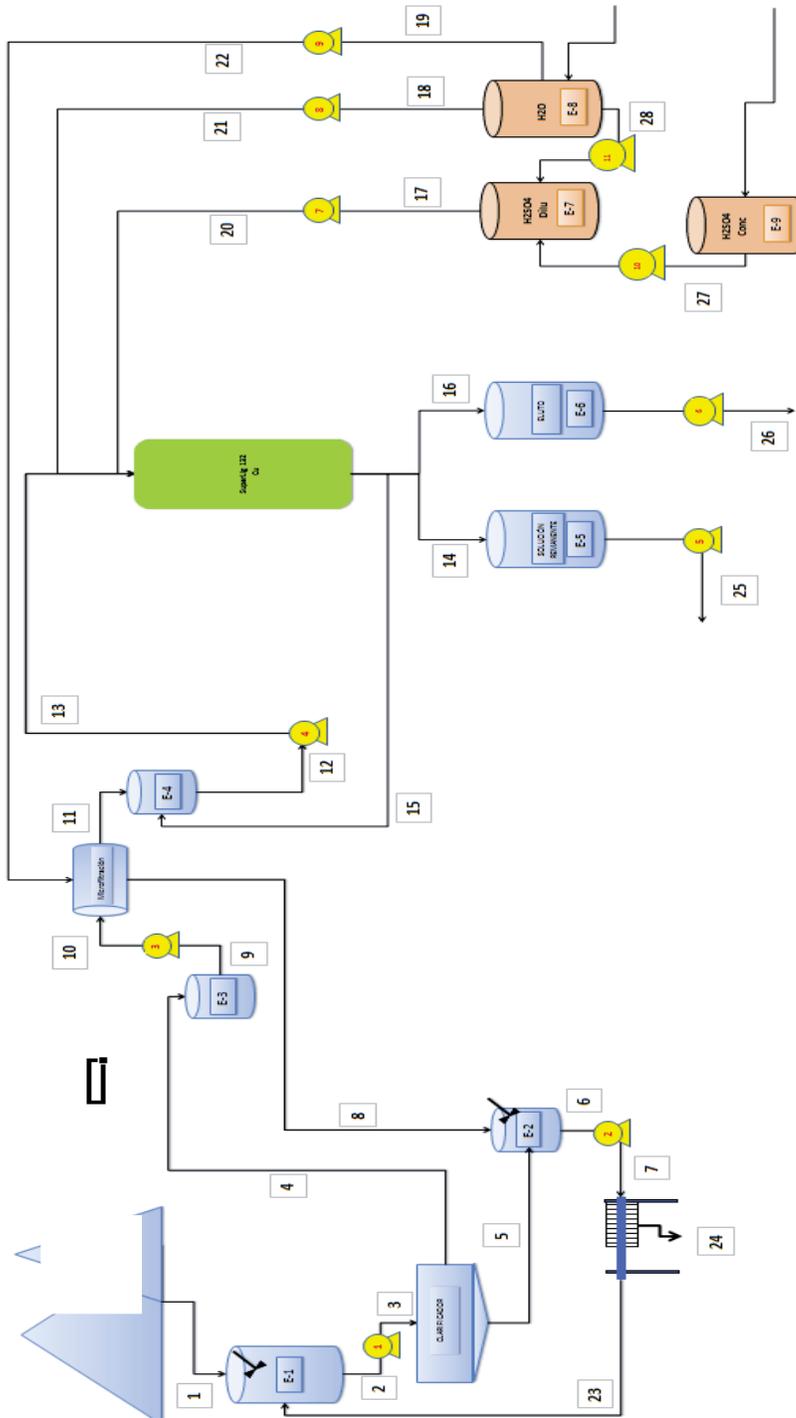


Figura 19. Diagrama de flujo de la planta MRT

EQUIPO	TAG
Clarificador	CL-1
Microfiltro	MF-1
Filtro	FT-1
Columna	C-1
Estanque Acumulador	E-1
Estanque Acumulador	E-2
Estanque Acumulador	E-3
Estanque Acumulador	E-4
Estanque Acumulador	E-5
Estanque Acumulador	E-6
Estanque Acumulador	E-7
Estanque Acumulador	E-8
Estanque Acumulador	E-9
Bomba	B-1
Bomba	B-2
Bomba	B-3
Bomba	B-4
Bomba	B-5
Bomba	B-6
Bomba	B-7
Bomba	B-8
Bomba	B-9
Bomba	B-10
Bomba	B-11

Tabla 12. Equipos principales de la planta MRT

4.4 Proceso Industrial

Las aguas minas por gravedad llegan al Estanque E-1, donde son acumuladas, estas son transportadas por la Bomba B-1 al Clarificador CL-1, primera etapa de separación sólido-líquido, el Líquido Clarificado y el Sólido es acumulado en los Estanques E-3 y E-2, respectivamente. Luego el Líquido Clarificado ingresa al Microfiltro impulsado por la Bomba B-4 para lograr un fluido con las características necesarias para entrar a lecho de resina, 0% de Sólidos Suspendidos Totales (SST) y con partículas de un tamaño menor a 10 [μm], tamaños mayores provocan graves problemas operacionales asociados a aumento en la caída de presión y contaminación de la resina.

Los sólidos espesados del Clarificador se juntan con sólidos del Microfiltro y se filtran (FT-1), el Líquido Filtrado luego se recircula al proceso al Estanque E-1, para recuperar la mayor cantidad de cobre. Los Sólidos producto de la filtración con un porcentaje de humedad del 15% se almacenan en sacas para ser retirados del sistema.

Luego de esto la solución limpia pasa a las columnas MRT, esta etapa es denominada **Cargado** donde es removido el 95% del Cobre presente en las Aguas Minas. La solución sin cobre es acumulada en el Estanque Solución Remanente, E-5, la que luego es enviada a tratamientos posteriores.

Luego de esto se realiza un primer lavado llamado, **Post-Lavado**, donde se hace pasar agua fresca para retirar el resto de solución de Aguas Mina que quedo en la resina de después de la etapa de cargado, esta solución es recirculada al Estanque E-4 y vuela a entrar a la columna MRT.

El cobre atrapado en la resina es recuperado durante la etapa de **Elución** donde se hace pasar una solución de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4) 2M, este reacciona con los cationes Cu^{+2} y forma sulfato de cobre (Cu_2SO_4) es posteriormente acumulado en el Estanque Eluto, E-6.

Luego de esto se realiza un último lavado llamado, *Pre-Lavado*, donde se hace pasar Agua Fresca para retirar el resto de ácido sulfúrico. Esta solución es almacenada junto con la solución remanente en el Estanque E-5.

4.5. Balance de Masa

Para la realización del Balance de Masa de la Planta se utilizó la Herramienta Excel, como se ve en el Diagrama de Flujo esta planta cuenta con dos recirculaciones, primero la corriente C₂₃ y también corriente C₁₅, lo que implica que la corriente más importante de la etapa de limpieza C₁₂ se ve afectada directamente por lo tanto se deben realizar iteraciones para ajustar el Balance a los datos de diseño:

Alimentación		
Caudal	m ³ /hr	1200,00
Sólidos	%	2,0%
S.G. Sólido	-	3,00
S.G. Líquido	-	1,05
Cu	gpl	0,30

Tabla 13. Parámetros de alimentación de la planta

Y los requerimientos del proceso MRT:

MRT		
Sólidos	%	2,20%
Sólidos	µm	<10

Tabla 14. Parámetros requeridos para el proceso MRT

Tomando esto en cuenta se dividió el proceso completo en dos etapas, Limpieza y Extracción.

La primera involucra la separación y filtración de la solución para acondicionarla para el Proceso MRT y la segunda exclusivamente la extracción y recuperación de cobre a través de la columna MRT.

El balance de la etapa de Limpieza se realizo en sentido contrario al flujo del proceso desde el Microfiltro al Estanque E-1. Tomando como valor inicial un flujo supuesto de aceptado de Microfiltración, corriente, C_{11} .

Con este dato se cálculo Alimentación y rechazo del equipo de la siguiente manera:

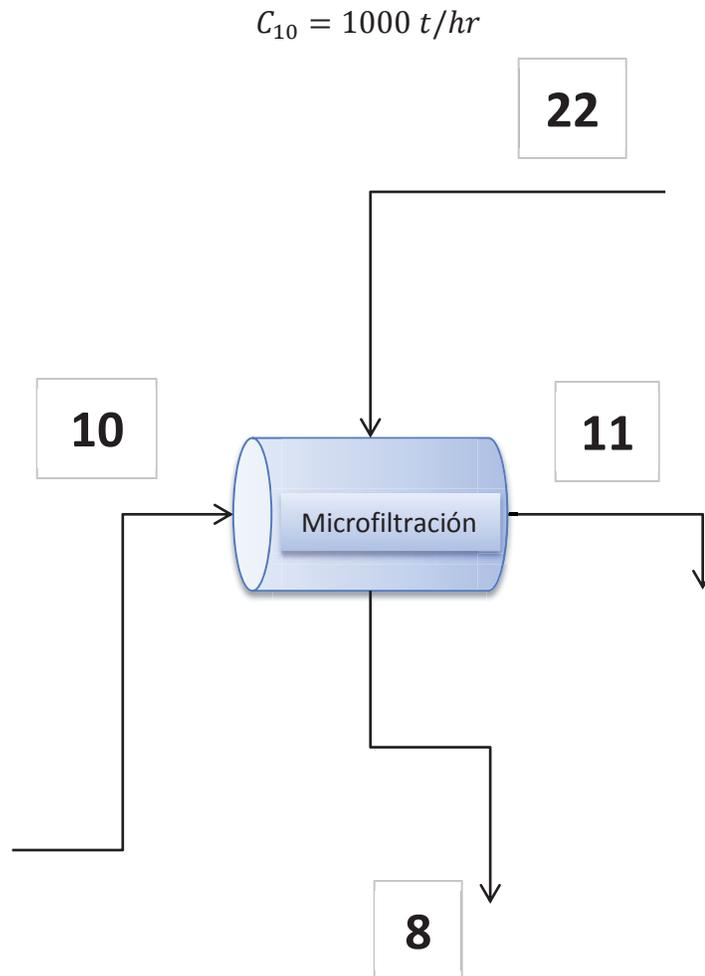


Figura 20. Diagrama de microfiltro

Ya que el Microfiltro tiene dos etapas, Filtrado y lavado, se realizan balances por separado. Para el Filtrado,

(VII)
$$C_{10} = C_8 + C_{11}$$

$$(VIII) \quad \%S_{c10} \cdot C_{10} = \%S_{c8} \cdot C_8 + \%S_{c11} \cdot C_{11}$$

Datos:

$$\%S_{c10} = 0.3\%$$

$$\%S_{c8} = 45\%$$

$$\%S_{c11} = 0\%$$

Se obtiene un sistema de ecuaciones de 2 ecuaciones y 2 incógnitas, que se resuelve fácilmente.

Para la etapa de Lavado, donde C'_8 es el rechazo de la Microfiltración, diluido por el agua de Lavado.

$$(IX) \quad C'_8 = C_8 + C_{22}$$

$$(X) \quad \%S_{c8-1} \cdot C_{8-1} = \%S_{c8} \cdot C_8 + \%S_{c22} \cdot C_{22}$$

$$\%S_{c8} = 45\%$$

$$\%S_{c'8} = 20\%$$

$$\%S_{c22} = 0\%$$

Nuevamente se obtiene un sistema de ecuaciones de 2 ecuaciones y 2 incógnitas, que se resuelve fácilmente.

Debido a la dilución la concentración de cobre se ve afectada de la siguiente manera,

$$(XI) \quad [Cu^{+2}]_f = \frac{[Cu^{+2}]_i \cdot Q_i + Q_d}{Q_i + Q_d}, \text{ gpl}$$

Luego de esto tenemos la información para seguir el balance con el siguiente equipo, el Clarificador CL-1,

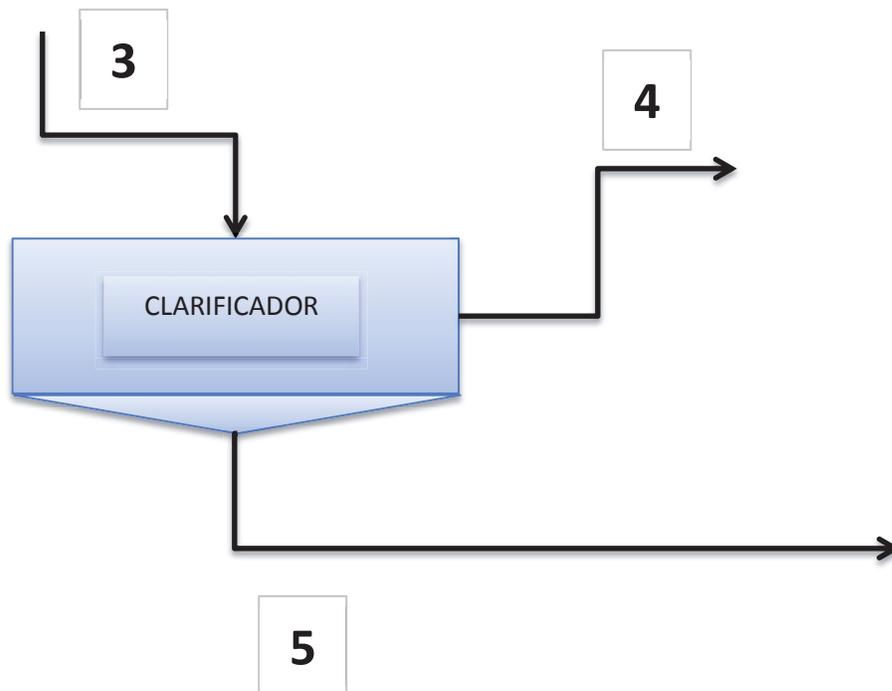


Figura 21. Diagrama del clarificador

$$(XII) \quad C_3 = C_5 + C_4$$

$$(XIII) \quad \%S_{c3} \cdot C_3 = \%S_{c5} \cdot C_5 + \%S_{c4} \cdot C_4$$

Datos:

$$\%S_{c3} = 1,80\%$$

$$\%S_{c5} = 8,00\%$$

$$\%S_{c4} = 0,03\%$$

Nuevamente se obtiene un sistema de ecuaciones de 2 ecuaciones y 2 incógnitas, que se resuelve fácilmente.

Luego el Estanque E-2,

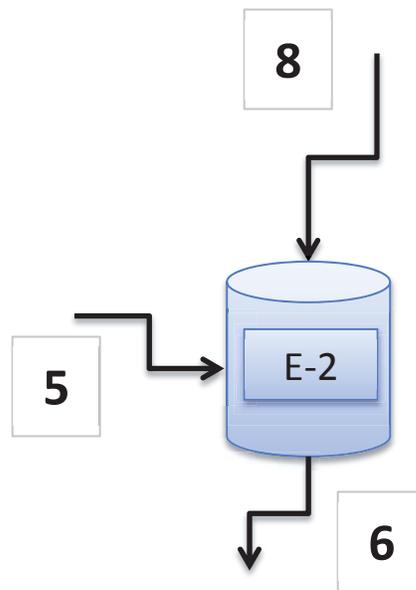


Figura 22. Diagrama del Estanque E-2

(XIV)

$$C_6 = C_5 + C_8$$

(XV)

$$\%S_{c6} \cdot C_6 = \%S_{c5} \cdot 5 + \%S_{c8} \cdot C_8$$

En esta etapa del Balance ya conocemos las dos Corrientes de entrada a este Estanque, C_5 y C_6 , con lo que podemos despejar fácilmente la corriente de alimentación y su % de sólidos.

$$(XVI) \quad \%S_{C6} = \frac{\%S_{C5} \cdot C_5 + \%S_{C8} \cdot C_8}{C_6}$$

El próximo que debemos agregar al Balance es el Filtro F-1,

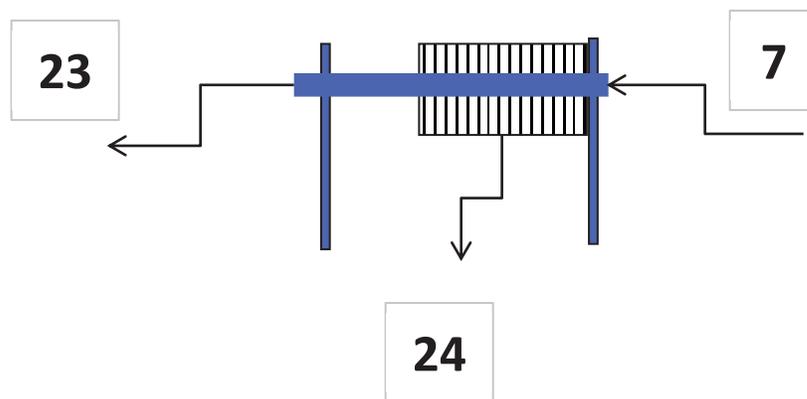


Figura 23. Diagrama del Filtro F-1

$$(XVII) \quad C_7 = C_{24} + C_{23}$$

$$(XVIII) \quad \%S_{c7} \cdot C_7 = \%S_{c24} \cdot C_{24} + \%S_{c23} \cdot C_{23}$$

La corriente C_7 ya está determinada en el cálculo anterior, por lo tanto solo necesitamos dos datos más para despejar el sistema de ecuaciones,

$$\%S_{c24} = 85 \%$$

$$\%S_{c23} = 0,25\%$$

Finalmente debemos determinar los flujos del último equipo de la primera etapa, Limpieza, el Estanque E-1.

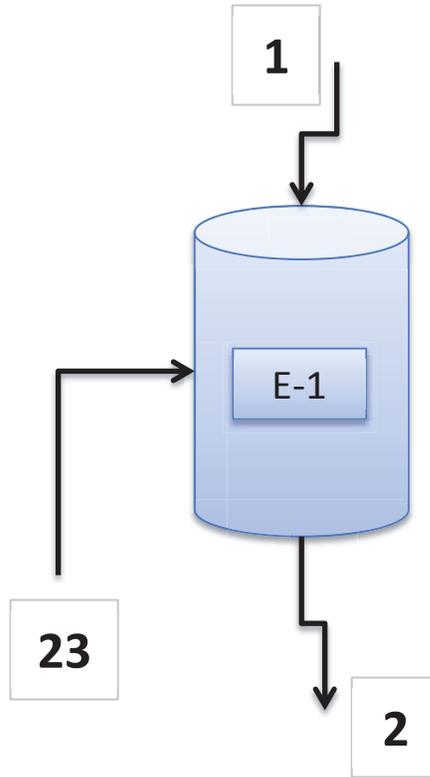


Figura 24. Diagrama del Estanque E-1

(XIX) $C_2 = C_1 + C_{24}$

(XX) $C_1 = C_2 - C_{24}$

(XXI) $\%S_{c2} \cdot C_2 = \%S_{c1} \cdot C_1 + \%S_{c24} \cdot C_{24}$

Las corrientes C_{23} y C_2 ya están determinadas en cálculos anteriores, por lo tanto despejamos el sistema de 2X2.

(XXII)
$$\frac{\%S_{c2} \cdot C_2 - \%S_{c24} \cdot C_{24}}{C_1} = \%S_{c1}$$

Todas estas ecuaciones son dependientes unas de otras y están basadas en el valor inicial supuesto, como dijimos anteriormente. Todas estas formulas fueron ingresada en la planilla de cálculo como muestra la figura.

La celda verde es la celda iteradora, las celdas naranjas son datos obtenidos de bibliografía y proveedores.

Excel posee la función Buscar objetivo que no es nada más que el cálculo de iteraciones y comparar mediante prueba y error hasta encontrar un valor requerido.

Utilizando este instrumento podemos ajustar nuestro balance rápidamente como se muestra a continuación.

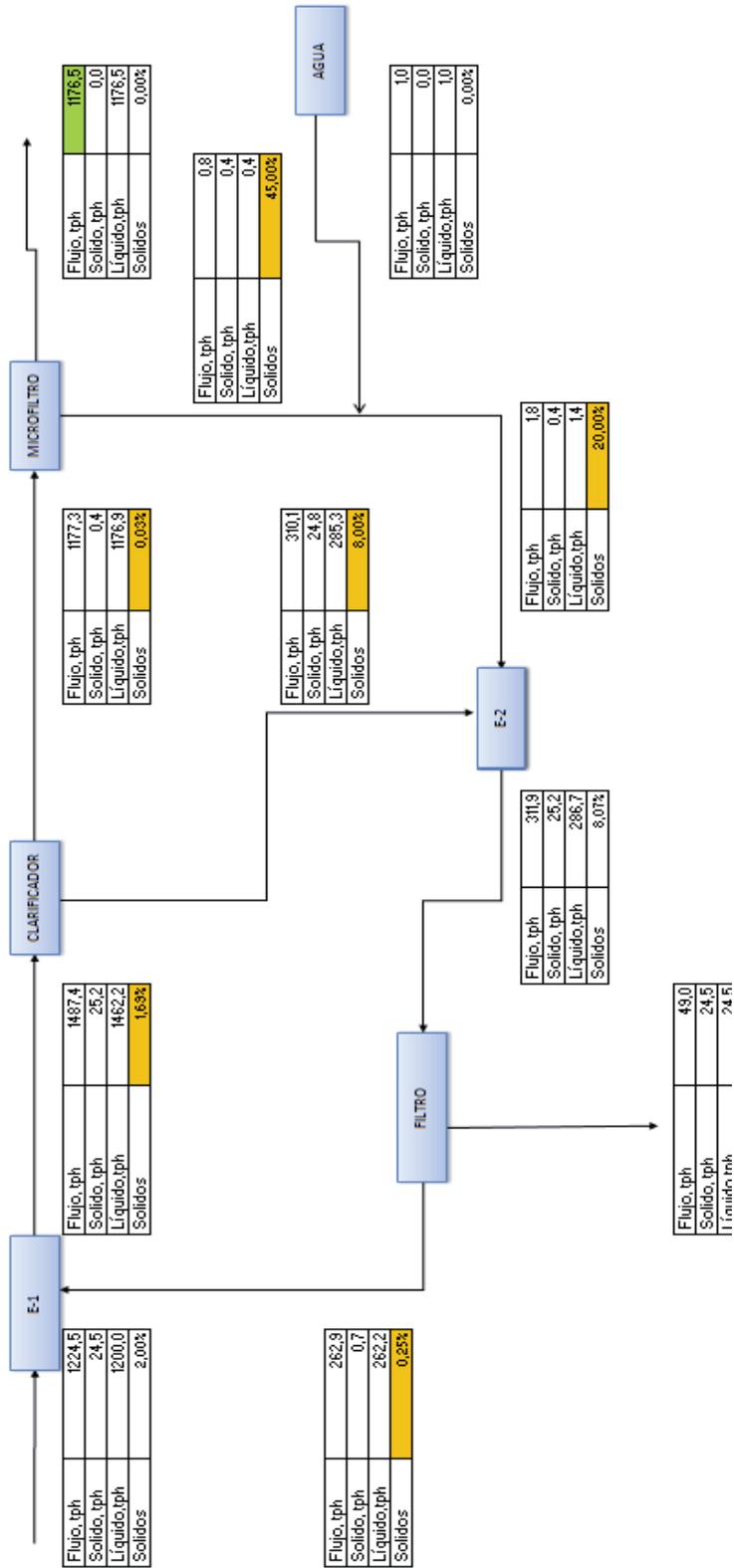


Figura 25. Cálculo del balance de masa de planta

Como se puede ver el valor buscado fue encontrado, para un valor de 1176,5 ton/hr en la corriente de aceptado de la Microfiltración.

Después de obtener estos resultados podemos extender el Balance de Masa para todos los valores que se requieren para el diseño de la planta.

Estanque 1				
	t/hr	Aceptado-FT	Alimentación	Salida
Flujo	m ³ /hr	296,80	1276,62	1573,42
	t/hr	282,20	1200,00	1482,20
Sólidos	m ³ /hr	0,74	25,57	26,31
	t/hr	0,25	8,52	8,77
Líquido	m ³ /hr	296,06	1251,05	1547,11
	%	281,96	1191,48	1473,43
Sólidos	-	0,25%	2,00%	1,67%
S.G. Sólido	-	3,00	3,00	3,00
S.G. Líquido	t/m ³	1,05	1,05	1,05
Densidad	gpl	1,05	1,06	1,06
Cu	kg/hr	0,30	0,30	0,30
	t/hr	84,59	357,44	442,03

Tabla 15. Balance de masa completo para el estanque E-1

Clarificador

		Alimentación	Aceptado	Rechazado
Flujo	t/hr	1573,42	1248,41	325,01
	m ³ /hr	1482,20	1188,77	293,44
Sólidos	t/hr	26,31	0,31	26,00
	m ³ /hr	8,77	0,10	8,67
Líquido	t/hr	1547,11	1248,10	299,01
	m ³ /hr	1473,43	1188,67	284,77
Sólidos	%	1,67%	0,03%	8,00%
S.G. Sólido	-	3,00	3,00	3,00
S.G. Líquido	-	1,05	1,05	1,05
Densidad	t/m ³	1,06	1,05	1,11
Cu	gpl	0,30	0,30	0,30
	kg/hr	442,03	356,60	85,43

Tabla 16. Balance de masa completo para el Clarificador

		Filtro		
		Alimentación	Aceptado	Rechazado
Flujo	t/hr	326,88	296,80	30,08
	m ³ /hr	295,03	282,20	12,82
Sólidos	t/hr	26,31	0,74	25,57
	m ³ /hr	8,77	0,25	8,52
Líquido	t/hr	300,57	296,06	4,51
	m ³ /hr	286,25	281,96	4,30
Sólidos	%	8,05%	0,25%	85,00%
S.G. Sólido	-	3,00	3,00	3,00
S.G. Líquido	-	1,05	1,05	1,05
Densidad	t/m ³	1,11	1,05	2,35
Cu	gpl	0,30	0,30	0,30
	kg/hr	85,88	84,59	1,29

Tabla 17. Balance de masa completo para el Filtro F-1

Estanque-2

		Rech-MF	Rech-FT	Salida
Flujo	t/hr	1,87	325,01	326,88
	m ³ /hr	1,59	293,44	295,03
Sólidos	t/hr	0,31	26,00	26,31
	m ³ /hr	0,10	8,67	8,77
Líquido	t/hr	1,56	299,01	300,57
	m ³ /hr	1,49	284,77	286,25
Sólidos	%	20,00%	8,00%	8,05%
S.G. Sólido	-	3,00	3,00	3,00
S.G. Líquido	-	1,05	1,05	1,05
Densidad	t/m ³	1,21	1,11	1,11
Cu	gpl	0,2997	0,30	0,30
	kg/hr	0,45	85,43	85,88

Tabla 18. Balance de masa completo para el Estanque E-2

Microfiltración

		Alimentación	Aceptado	Rechazado	A. Lavado
Flujo	t/hr	1248,41	1247,72	0,69	1,18
	m ³ /hr	1188,77	1188,30	0,47	1,18
Sólidos	t/hr	0,31	0,00	0,31	0,00
	m ³ /hr	0,10	0,00	0,10	0,00
Líquido	t/hr	1248,10	1247,72	0,38	1,18
	m ³ /hr	1188,67	1188,30	0,36	1,18
Sólidos	%	0,03%	0,00%	45,00%	0,00%
S.G. Sólido	-	3,00	3,00	3,00	3,00
S.G. Líquido	-	1,05	1,05	1,05	1,00
Densidad	t/m ³	1,05	1,05	1,48	1,00
Cu	gpl	0,30	0,30	0,30	0,00
	kg/hr	356,60	356,49	0,11	0,00

Tabla 19. Balance de masa completo para la Microfiltración M-1

Con esto concluye la primera etapa del Balance de Masa, ahora se debe determinar los flujos de la etapa extracción.

Antes que nada se debe tener en cuenta que el proceso MRT no es continuo, sino cíclico, por lo tanto se debe analizar tanto los flujos instantáneos como los promedios debido a los tiempos muertos, esto se explicará a continuación.

Para absorber las fluctuaciones de los caudales requeridos y obtener continuidad operativa se pueden aplicar dos soluciones, una es contar con dos equipos idénticos y utilizarlos alternadamente, la segunda opción es utilizar un estanque pulmón y aumentar la capacidad de la bomba de descarga del estanque. En este caso se utilizará la segunda opción por ser más económica tomando en cuenta el costo de la resina.

Ya que este es un proceso cíclico, posee tiempos de operación y de detención, durante los tiempos de detención se debe tener en cuenta que el flujo de alimentación a la columna será cero, por lo tanto todo se acumulará en el estanque de entrada E-4, esto implica que:

1. El estanque debe tener un volumen que permita retener este flujo
2. La bomba de salida debe tener un flujo que permita trasportar el flujo acumulado y el que está entrando
3. El equipo que es alimentado por esta bomba debe estar diseñado para el caudal bombeado

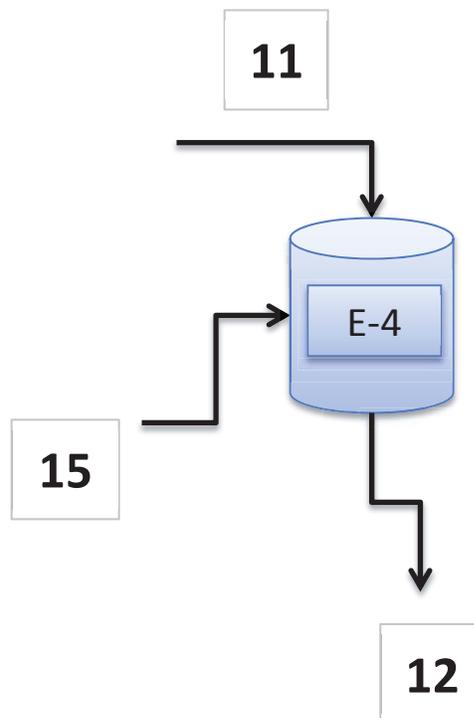


Figura 26. Diagrama de flujos del Estanque E-4

Determinación de cantidad de resina requerida, para esto debemos conocer la capacidad de la resina, que se obtuvo mediante las pruebas laboratorio:

$$\text{Capacidad de Resina}(Cr) = 76,0 \frac{\text{gr Cu}^{+2}}{\text{Kg Resina}}$$

Densidad de resina entregada por el Proveedor Advanced Techonologies,

$$\text{Densida de Resina}(\rho_r) = 490 \text{ kg/m}^3$$

Conociendo el caudal de entrada (Q_e) y la concentración de cobre en la entrada (C_e), se puede calcular las tasas de másica y volumétrica de resina,

$$(XXIII) \quad T_m = \frac{Q_e \cdot C_e}{C_r}, \text{ kg/hr}$$

$$(XXIV) \quad T_v = \frac{T_m}{\rho_r}, \text{ m}^3/\text{hr}$$

Conociendo que el tiempo de residencia (t_r) dentro de la columna debe ser de 2 min, podemos determinar la cantidad de resina requerida:

$$\text{Volumen de resina}(V_r) \approx \text{Volumen de columna}(V_c)$$

$$(XXV) \quad t_r = \frac{Q_e}{V_r}$$

Al conocer la cantidad de resina necesaria, podemos obtener el tiempo del ciclo de cargado,

$$(XXVI) \quad t_c = \frac{C_e \cdot Q_e}{M_r \cdot C_r}$$

Ahora al conocer el tiempo de cargado podemos determinar los volúmenes, tiempos y ciclos involucrados en cada etapa del proceso,

$$(XXVII) \quad \text{Volumen cargado}(V_c) = t_c \cdot Q_e$$

Este volumen cuya unidad es m^3 , desde ahora los cambiaremos a Volúmenes de Cama, BV, ($1BV=V_r$, Volumen de resina).

(XXVIII)
$$\text{Volumen cargado}(V_c) = \frac{t_c \cdot Q_e}{V_r}, BV$$

Según el Proveedor los volumen y caudal necesarios para las siguientes etapas son,

	Volumen	Caudal
	BV	BV/hr
Post-Lavado	2	10
Elución	1	5
Pre-Lavado	2	10

Tabla 20. Volúmenes y caudales utilizados en proceso MRT

Con estos datos podemos calcular los tiempos de cada ciclo,

(XXIX)
$$t_{ciclo} = \frac{V}{Q}$$

Con los tiempos ya definidos podemos calcular cuántos ciclos se realizarán por día y determinar los flujos promedio,

(XXX)
$$t_t = t_c + t_{w1} + t_e + t_{w2}$$

(XXXI)
$$N_c = \frac{24 \cdot 60}{t_t}, \text{ ciclos/día}$$

(XXXII)
$$V_{Total} = V \cdot N_c, m^3$$

(XXXIII)
$$Q_p = \frac{V \cdot N_c}{24 \cdot 60}, m^3$$

Un proceso cíclico se divide en dos etapas principales respecto al flujo de alimentación,

- Tiempo de Operación, t_o
- Tiempo de Detención, t_d

Para el proceso MRT los ciclos serian los siguientes,

- Ciclo de Cargado
- Ciclo de Post-Lavado
- Ciclo de Elución
- Ciclo de Pre-Lavado

Para el flujo de alimentación el tiempo de operación correspondería solo el tiempo de cargado, t_c , y el tiempo total de detención sería la suma del tiempo de Post-Lavado, t_{w1} , más el tiempo de Elución, t_e , y más el tiempo de Pre-Lavado, t_{w2} , por lo tanto:

$$(XXXIV) \quad t_o = t_c, \text{ min}$$

$$(XXXV) \quad t_d = t_{w1} + t_e + t_{w2}, \text{ min}$$

El tiempo total de es la sumatoria de todos los tiempos,

$$(XXXVII) \quad t_t = t_c + t_{w1} + t_e + t_{w2}, \text{ min}$$

Con esto podemos determinar el número de ciclos diarios de la siguiente manera,

$$(XXXVIII) \quad N_c = \frac{24 \cdot 60}{t_t}, \text{ ciclos/día}$$

Luego calculamos el volumen acumulado en un día,

$$(XXXIX) \quad V_e = Q_e \cdot 24, \text{ m}^3$$

Q_e : Caudal de entrada en m^3/hr

Con este dos datos podemos calcular cuánto es el volumen que requerimos que se consuma en un ciclo,

$$(XXXX) \quad V_i = \frac{V_e}{N_c}, m^3$$

Y con esto podemos determinar el caudal instantáneo que requiere el ciclo de cargado,

$$(XXXXI) \quad Q_i = \frac{V_i}{t_o}, m^3/hr$$

Reemplazando las ecuaciones anteriores,

$$(XXXXII) \quad Q_i = \frac{Q_e \cdot t_t}{60 \cdot t_o}$$

Con esto podemos calcular el Balance de Masa de la segunda etapa de la planta, al igual que en la etapa anterior dando un valor supuesto e iterando.

Estanque E-4

		Acep-MF	Post-Lavado	Salida
Flujo	t/hr	1247,72	19,08	1266,80
	m ³ /hr	1188,30	19,08	1207,38
Sólidos	t/hr	0,00	0,00	0,00
	m ³ /hr	0,00	0,00	0,00
Líquido	t/hr	1247,72	18,61	1266,32
	m ³ /hr	1188,30	18,61	1206,91
Sólidos	%	0,00	0,00%	0,00%
S.G. Sólido	-	3,00	0,00	3,00
S.G. Líquido	-	1,05	1,00	1,05
Densidad	t/m ³	1,05	1,00	1,05
Cu	gpl	0,30	0,19	0,30
	kg/hr	356,49	3,51	360,00

Tabla 21. Balance de masa completo para el estanque E-4

Flujo Instantáneo Entrada

Tiempo operación	min	248,3
Tiempo Detención	min	36,0
Tiempo Total	min	284,3
N Ciclos	-	5,1
Caudal Entrada	m ³ /día	28977,2
Volumen Ciclo	m ³	5720,9
Caudal Instantáneo	m ³ /hr	1382,4

Tabla 22. Cálculo del flujo de entrada a columnas MRT

RESINA SuperLig132

Flujo de cargado	m ³ /hr	1382,44
Concentración	gpl	0,30
Capacidad	gr Cu/Kg R	76,0
Tasa Másica Resina	Kg/hr	5425,8
Densidad de Resina	Kg/m ³	490,0
Capacidad de tratamiento	m ³ /kg R	0,3
Tasa Volumétrica Resina	m ³ /hr	11,1
Tiempo cargado	min	248,3
Masa de Resina	kg	22450,6
Volumen Resina	m ³	45,8
Tiempo Vida	años	5,0
Consumo Anual	kg/año	4490,1
Tiempo de residencia	min	2,0

Tabla 23. Cálculo de la cantidad de resina SuperLig® necesaria.

	Volumen	Caudal
	BV	BV/hr
Cargado	124,85	30,17
Post-Lavado	2	10
Elución	1	5
Pre-Lavado	2	10

Tabla 24. Volúmenes y caudales en las etapas del proceso MRT.

	Tiempo	Tiempo Operación	Tiempo Detención	Tiempo total	
	min	min	min	min	hr
Cargado	248,3	248,3	36,00	284,27	4,74
Post-Lavado	12	12,0	272,27	284,27	4,74
Elución	12	12,0	272,3	284,27	4,74
Pre-Lavado	12	12,0	272,27	284,27	4,74

Tabla 25. Volúmenes y caudales en las etapas del proceso MRT.

	Ciclos		Flujo	
	ciclos/día	m ³	m ³ /día	m ³ /hr
Cargado	5,1	5629,8	28518,8	1188,3
Post-Lavado	5,0	90,2	450,9	18,8
Elución	5,0	45,1	225,5	9,4
Pre-Lavado	5,0	90,2	450,9	18,8

Tabla 26. Volúmenes y caudales en las etapas del proceso MRT.

Cargado			
		Alimentación	Remanente
Flujo	t/hr	1247,72	1247,72
	m ³ /hr	1188,30	1188,30
Sólidos	t/hr	0,00	0,00
	m ³ /hr	0,00	0,00
Líquido	t/hr	1247,72	1247,72
	m ³ /hr	1188,30	1188,30
Sólidos	%	0,0%	0,0%
S.G. Sólido	-	3,00	3,00
S.G. Líquido	-	1,05	1,05
Densidad	t/m ³	1,05	1,05
Cu	gpl	0,30	0,01
	kg/hr	356,49	14,26

Tabla 27. Balance de masa etapa cargado.

Post-Lavado			
		Entra	Sale
Flujo	t/hr	18,79	18,79
	m ³ /hr	18,79	18,79
Sólidos	t/hr	18,79	18,79
	m ³ /hr	0,00	0,00
Líquido	t/hr	0,00	0,00
	m ³ /hr	18,79	18,79
Sólidos	%	18,79	18,79
Sólidos	-	0,00%	0,00%
S.G. Sólido	-	0,00	0,00
S.G. Líquido	t/m ³	1,00	1,00
Densidad	gpl	1,00	1,00
Cu	kg/hr	0,00	0,19
	t/hr	0,00	3,56

Tabla 28. Balance de masa etapa post-lavado.

		Elución	
		Entra	Sale
Flujo	t/hr	10,55	10,55
	m ³ /hr	9,39	9,39
Sólidos	t/hr	0,00	0,00
	m ³ /hr	0,00	0,00
Líquido	t/hr	10,55	10,55
	m ³ /hr	9,39	9,39
Sólidos	%	0,00%	0,00%
S.G. Sólido	-	0,00	0,00
S.G. Líquido	-	1,12	1,12
Densidad	t/m ³	1,12	1,12
Cu	gpl	0,00	36,05
	kg/hr	0,00	338,67

Tabla 29. Balance de masa etapa elución.

Con estos datos podemos determinar el requerimiento de Ácido Sulfúrico,

$$\text{Concentración de Solución} = 2M$$

$$\text{Densidad } H_2SO_4 = 1,83 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Peso Molecular } H_2SO_4 = 98,08 \text{ gr/mol}$$

$$\%PV = \frac{n_{H_2SO_4} \cdot PM_{H_2SO_4}}{10} = 19,61$$

Pre-Lavado

		Entra	Salida
Flujo	t/hr	18,79	18,79
	m ³ /hr	18,79	18,79
Sólidos	t/hr	0,00	0,00
	m ³ /hr	0,00	0,00
Líquido	t/hr	18,79	18,79
	m ³ /hr	18,79	18,79
Sólidos	%	0,00%	0,00%
S.G. Sólido	-	0,00	0,00
S.G. Líquido	-	1,00	1,00
Densidad	t/m ³	1,00	1,00
Cu	gpl	0,00	0,00
	kg/hr	0,00	0,00

Tabla 30. Balance de masa etapa pre-lavado.

5. Dimensionamiento

Los dimensionamientos que se desarrollaran en esta sección son los siguientes:

- Cañerías
- Estanques
- Bombas
- Equipos

5.1. Cañerías

Para fluidos similares a agua la velocidad recomendada en tuberías es de 1 a 3 m/s, tomando un promedio, o sea, 2 m/s:

$$(XXXXIII) \quad Q = A \times v$$

$$(XXXXIV) \quad A = Q/v$$

$$(XXXXV) \quad A = \pi * \frac{D^2}{4}$$

$$(XXXXVI) \quad D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

Luego de determinar el diámetro recomendado debes redondearlo y ajustarlo a los diámetros estándar del mercado, por lo tanto debemos el siguiente paso es recalcular, área de tubería y velocidad real.

$$(XXXXV) \quad A = \pi * \frac{D^2}{4}$$

$$(XXXXVIII) \quad v = Q/A$$

Corriente N °	Flujo	Velocidad	Área	Diámetro		Diámetro		Área	Veloc
	Real m3/hr	Recom m/s	Calculada m2	Calculado m	Pulg	Real m	Pulg	Real m2	Real m/s
1	1200,0	2,0	0,1682	0,46	18,06	0,46	18,0	0,167	2,0
2	1482,2	2,0	0,2078	0,51	20,07	0,51	20,0	0,206	2,0
3	1482,2	2,0	0,2078	0,51	20,07	0,51	20,0	0,206	2,0
4	1188,8	2,0	0,1667	0,46	17,97	0,46	18,0	0,167	2,0
5	293,4	2,0	0,0411	0,23	8,93	0,23	9,0	0,042	1,9
6	491,7	2,0	0,0689	0,30	11,56	0,31	12,0	0,074	1,8
7	491,7	2,0	0,0689	0,30	11,56	0,31	12,0	0,074	1,8
8	293,4	2,0	0,0411	0,23	8,93	0,23	9,0	0,042	1,9
9	1386,9	2,0	0,1945	0,50	19,41	0,49	19,0	0,186	2,1
10	1386,9	2,0	0,1945	0,50	19,41	0,49	19,0	0,186	2,1
11	1188,3	2,0	0,1666	0,46	17,97	0,46	18,0	0,167	2,0
12	1360,6	2,0	0,1908	0,49	19,23	0,49	19,0	0,186	2,0
13	1360,6	2,0	0,1908	0,49	19,23	0,49	19,0	0,186	2,0
14	1188,3	2,0	0,1666	0,46	17,97	0,46	18,0	0,167	2,0
15	18,8	2,0	0,0026	0,06	2,26	0,05	2,0	0,002	2,5
16	9,4	2,0	0,0013	0,04	1,60	0,04	1,5	0,001	2,2
17	450,9	2,0	0,0632	0,28	11,07	0,28	11,0	0,062	2,0
18	18,8	2,0	0,0026	0,06	2,26	0,05	2,0	0,002	2,5
19	1,2	2,0	0,0002	0,01	0,57	0,01	0,5	0,000	2,5
20	18,8	2,0	0,0026	0,06	2,26	0,05	2,0	0,002	2,5
21	18,8	2,0	0,0026	0,06	2,26	0,05	2,0	0,002	2,5
22	1,2	2,0	0,0002	0,01	0,57	0,01	0,5	0,000	2,5
23	282,2	2,0	0,0396	0,22	8,76	0,23	9,0	0,042	1,9
24	12,8	2,0	0,0018	0,05	1,87	0,05	2,0	0,002	1,7
25	1188,3	2,0	0,1666	0,46	17,97	0,46	18,0	0,167	2,0
26	9,4	2,0	0,0013	0,04	1,60	0,04	1,5	0,001	2,2
27	1,0	2,0	0,0001	0,01	0,52	0,01	0,5	0,000	2,2
28	8,4	2,0	0,0012	0,04	1,51	0,04	1,5	0,001	2,0

Tabla 31. Dimensionamiento de Tuberías.

5.2. Estanques

Estanque	Flujo	Tiempo R.	Volumen		
	m3/hr	min	m3	m3	gal
E-1	1482,20	15	370,55	407,61	107.678,2
E-2	295,03	13	63,92	70,31	18.575,1
E-3	1188,77	13	257,57	283,32	74.846,1
E-4	1188,30	46,8	926,88	1019,56	269.340,0
E-5	1207,09	10	201,18	221,30	58.461,3
E-6	9,39	284,3	44,51	48,97	12.935,3
E-7	9,39	284,3	44,51	48,97	12.935,3
E-8	38,76	90	58,14	63,95	16.893,5
E-9	1,01	1440	24,16	26,58	7.021,1

Tabla 32. Dimensionamiento de Estanques.

Estanque E-1

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 1482,2 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-1 es un estanque acumulador por lo tanto debe tener un tiempo de residencia mayor que los estanques de traspaso, el tiempo dado será 15 min,

$$V_t = \frac{15 \cdot 1482,2}{60} = 370,55 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

(L)
$$V_f = V_t \cdot 1,1 = 407,61 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 107.678,2 \text{ gal}$$

Estanque E-2

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 295,03 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-2 es un estanque pulmón previo a un proceso cíclico por lo tanto requiere un volumen que absorba las fluctuaciones de flujo, luego,

$$\textit{Tiempo de evacuación} = T_{ev} = 15 \text{ min}$$

$$\textit{Tiempo de acumulación} = T_{ac} = 10 \text{ min}$$

(LI)
$$\textit{Volumen Delta} = V_d = Q_t \times \frac{T_{ac}}{T_{ev}} = 295,03 \times \frac{10}{60} = 49,17 \text{ m}^3$$

Luego al volumen delta le agregaremos un 30% para evitar problemas de cavitación por disminución de Altura Neta de succión positiva,

(LII)
$$V_t = V_d \cdot 1,3 = 63,9 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

(L)
$$V_f = V_t \cdot 1,1 = 70,31 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 18.575,1 \text{ gal}$$

Estanque E-3

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 1.188,77 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

$$(XXXXIX) \quad V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-3 es un estanque pulmón previo a un proceso cíclico por lo tanto requiere un volumen que absorba las fluctuaciones de flujo, luego,

$$\text{Tiempo de evacuación} = T_{ev} = 60 \text{ min}$$

$$\text{Tiempo de acumulación} = T_{ac} = 10 \text{ min}$$

$$(LI) \quad (\text{Volumen Delta} = V_d = Q_t \times \frac{T_{ac}}{T_{ev}} = 1188,77 \times \frac{10}{60} = 198,1 \text{ m}^3)$$

Luego al volumen delta le agregaremos un 30% para evitar problemas de cavitación por disminución de Altura Neta de succión positiva,

$$(LII) \quad V_t = V_d \cdot 1,3 = 257,5 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

$$(L) \quad V_f = V_t \cdot 1,1 = 283,32 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 74.846,1 \text{ gal}$$

$$(LIII) \quad \text{Flujo Requerido Bomba} = Q_r = \frac{Q_t \times T_{ev} + V_d}{T_{ev}} = \frac{1170,77 \times \frac{60}{60} + 195,13}{\frac{60}{60}}$$

$$\text{Flujo Requerido Bomba} = Q_r = 1.365,89 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

Estanque E-4

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 1188,30 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

$$(XXXXIX) \quad V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-2 es un estanque pulmón previo a un proceso cíclico por lo tanto requiere un volumen que absorba las fluctuaciones de flujo, luego,

$$\textit{Tiempo de evacuación} = T_{ev} = 248,3 \text{ min}$$

$$\textit{Tiempo de acumulación} = T_{ac} = 36 \text{ min}$$

$$(LI) \quad \textit{Volumen Delta} = V_d = Q_t \times \frac{T_{ac}}{T_{ev}} = 1188,30 \times \frac{36}{60} = 712,98 \text{ m}^3$$

Luego al volumen delta le agregaremos un 30% para evitar problemas de cavitación por disminución de Altura Neta de succión positiva,

$$(LII) \quad V_t = V_d \cdot 1,3 = 926,8 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

$$(L) \quad V_f = V_t \cdot 1,1 = 1019,56 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 269.337,16 \text{ gal}$$

Estanque E-5

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 1207,09 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-5 es un estanque de traspaso por lo tanto debe tener un tiempo de residencia menor que los estanques de acumulación, el tiempo dado será 10 min,

$$V_t = \frac{10 \cdot 1207,09}{60} = 201,1 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

(L)
$$V_f = V_t \cdot 1,1 = 221,29 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 58.460,7 \text{ gal}$$

Estanque E-6

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 9,39 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-6 es un estanque de acumulación por lo tanto debe tener un tiempo de residencia que le permita albergar a lo menos un ciclo de trabajo,

$$V_t = \frac{284,3 \cdot 9,39}{60} = 44,51 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

(L)
$$V_f = V_t \cdot 1,1 = 48,97 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 12.935,9 \text{ gal}$$

Estanque E-7

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 9,39 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-7 es un estanque de acumulación por lo tanto debe tener un tiempo de residencia mayor que los estanques de traspaso, el tiempo dado será min,

$$V_t = \frac{284,3 \cdot 9,39}{60} = 44,51 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

(L)
$$V_f = V_t \cdot 1,1 = 48,98 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 11.762,5 \text{ gal}$$

Estanque E-8

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 38,76 \text{ m}^3$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-8 es un estanque de acumulación por lo tanto debe tener un tiempo de residencia mayor que los estanques de traspaso, el tiempo dado será min,

$$V_t = \frac{90 \cdot 38,76}{60} = 58,14 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

(L)
$$V_f = V_t \cdot 1,1 = 63,95 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 16.893,5 \text{ gal}$$

Estanque E-9

Estanque de Acido Sulfúrico concentrado (98,95%), debemos determinar el flujo de acido según balance:

Peso Molecular del ácido sulfúrico (98,95%),

$$PM_{H_2SO_4} = 98,08 \text{ gr/mol}$$

Densidad de ácido sulfúrico concentrado (98,95%)

$$\rho_{H_2SO_4} = 1,83 \text{ gr/ml}$$

Flujo de ácido diluido,

$$Q_{ad} = 9,39 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Concentración de ácido diluido,

$$(LIII) \quad C_{ad} = 2M = \frac{2 \text{ mol}}{L} \cdot 98,08 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} = 196,16 \text{ gr/L}$$

$$(LIV) \quad C_{ad} = 196,16 \frac{\text{gr}}{L} \cdot \frac{1}{1,83 \frac{\text{gr}}{\text{ml}}}$$

$$(LV) \quad C_{ad} = 107,19 \frac{\text{ml}}{L} = 0,11 \frac{\text{m}^3 \text{ácido concentrado}}{\text{m}^3 \text{ácido diluido}}$$

Flujo de ácido sulfúrico concentrado,

$$(LVI) \quad Q_{ac} = Q_{ad} \cdot C_{ad} = 9,42 * 0,107 = 1,01 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El caudal total que ingresa al estanque es de,

$$Q_t = 1,01 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

$$(XXXXIX) \quad V_t = t_r \cdot Q_t$$

El Estanque E-9 es un estanque de acumulación por lo tanto debe tener un tiempo de residencia mayor que los estanques de traspaso, el tiempo dado será 2 días,

$$V_t = \frac{2 \cdot 24 \cdot 60 \cdot 1,01}{60} = 24,16 \text{ m}^3$$

Tomando en cuenta que este sería el volumen operacional, debemos agregar un 10 % más para efectos de seguridad,

$$(L) \quad V_f = V_t \cdot 1,1 = 26,58 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 7.021,1 \text{ gal}$$

5.3. Bombas

Para dimensionar las bombas debemos primero determinar las pérdidas de carga que se producirá a través de la línea por donde se transportará el fluido.

$$(LVII) \quad Re = \frac{v \cdot D}{\mu}$$

V: velocidad del fluido, m/s

D: Diámetro de la tubería, m

u: Viscosidad, m²/s

	Corriente	Caudal	Diámetro	Velocidad	Densidad	Viscosidad	Reynold
	n°	m ³ /hr	M	m/s	kg/m ³	pa*s	-
BOMBA 1	2	1482,20	0,51	2,0	1050	0,001	1,E+06
BOMBA 2	6	491,71	0,31	1,8	1110	0,02	3,E+04
BOMBA 3	9	1386,90	0,49	2,1	1050	0,001	1,E+06
BOMBA 4	12	1360,61	0,49	2,0	1050	0,001	1,E+06
BOMBA 5	25	1188,30	0,46	2,0	1050	0,001	1,E+06
BOMBA 6	26	9,39	0,04	2,2	1050	0,001	9,E+04
BOMBA 7	20	18,79	0,05	2,5	1050	0,001	1,E+05
BOMBA 8	21	18,79	0,05	2,5	1050	0,001	1,E+05
BOMBA 9	22	1,18	0,01	2,5	1050	0,001	3,E+04
BOMBA 10	27	1,01	0,01	2,2	1050	0,001	3,E+04
BOMBA 11	28	8,39	0,04	2,0	1050	0,001	8,E+04

Tabla 33. Cálculo del Número de Reynolds

Con la rugosidad equivalente (E) del HDPE, 0.046 mm podemos a través del gráfico de Moody obtener el factor de fricción de Fanning:

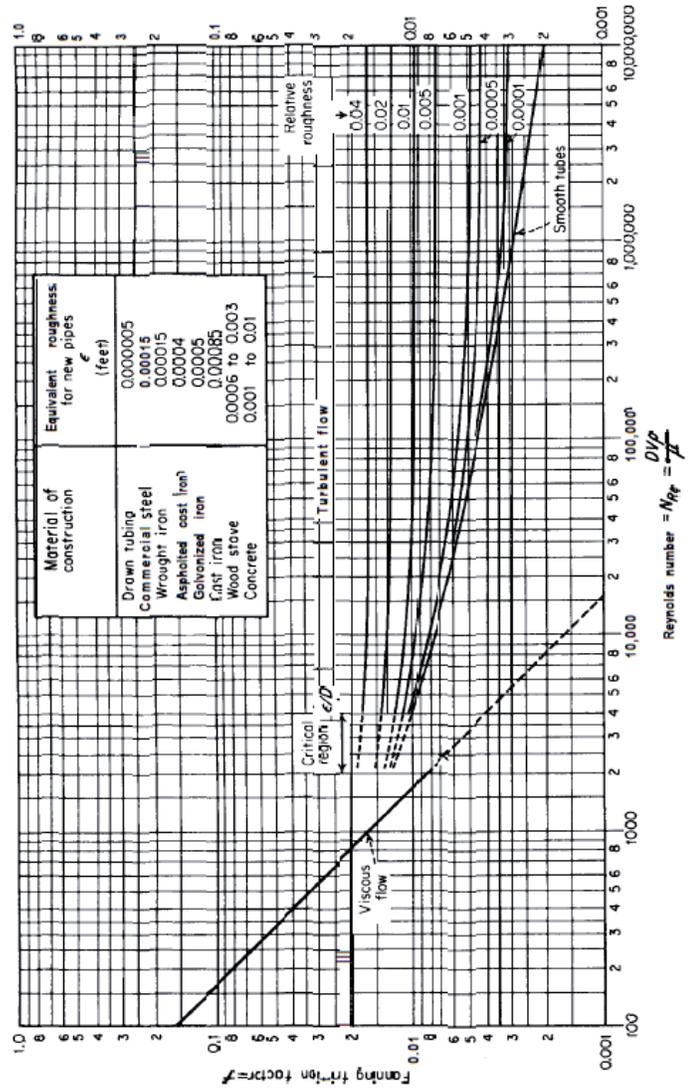


FIGURE 14-1 Fanning friction factors for long straight pipes. [Based on L. F. Moody, *Trans. ASME*, 66:671-684 (1944).]

Figura 27. Grafico de Fanning para cálculo de pérdidas de energía de fluidos en tuberías

Luego de esto ya estamos en condiciones de calcular las pérdidas de cargas regulares:

$$(LVII) \quad \Delta P_R = \frac{0,0826 \cdot \mathcal{F} \cdot Q^2 \cdot L}{D^5}$$

\mathcal{F} : Factor de fricción de Fanning

Q: Caudal, m³/s

L: Largo, m

D: Diámetro de la tubería, m

Posteriormente las cargas singulares:

$$(LVIII) \quad \Delta P_S = \frac{\kappa \cdot v^2}{2 \cdot g}$$

κ : Constante del fitting

v: Velocidad del fluido

g: Aceleración de gravedad, m/s²

En este caso no se calcularán las perdidas singulares ya que en la etapa conceptual todavía no se definen los detalles de instrumentación.

Se desarrollo un Layout de la planta para conocer los datos mínimos para dimensionar las bombas, (largo y altura) [3].

$$(LIX) \quad h_T = h + h_r$$

	Rugosidad	E/D	F. F.Fanning	L	H	hr	hc	Ht	
	m	-	-	m	m	m	m	m	kPa
BOMBA 1	0,000046	9E-05	0,003	5	7	5	0,0059	12,006	117,7
BOMBA 2	0,000046	0,0001	0,006	4	7	70	0,0134	77,013	754,7
BOMBA 3	0,000046	9E-05	0,003	6	8	20	0,0081	28,008	274,5
BOMBA 4	0,000046	9E-05	0,003	40	9	45	0,0517	54,052	529,7
BOMBA 5	0,000046	1E-04	0,003	1	1	5	0,0013	6,001	58,8
BOMBA 6	0,000046	0,0012	0,005	4	5	5	0,1340	10,134	99,3
BOMBA 7	0,000046	0,0009	0,005	15	5	45	0,4769	50,477	494,7
BOMBA 8	0,000046	0,0009	0,005	7	8	45	0,2226	53,223	521,6
BOMBA 9	0,000046	0,0036	0,007	12	8	20	2,1539	30,154	295,5
BOMBA 10	0,000046	0,0036	0,007	4	4	5	0,5234	9,523	93,3
BOMBA 11	0,000046	0,0012	0,006	4	5	5	0,1282	10,128	99,3

Tabla 34 .Cálculo de pérdida de energía total

5.4. Layout Planta

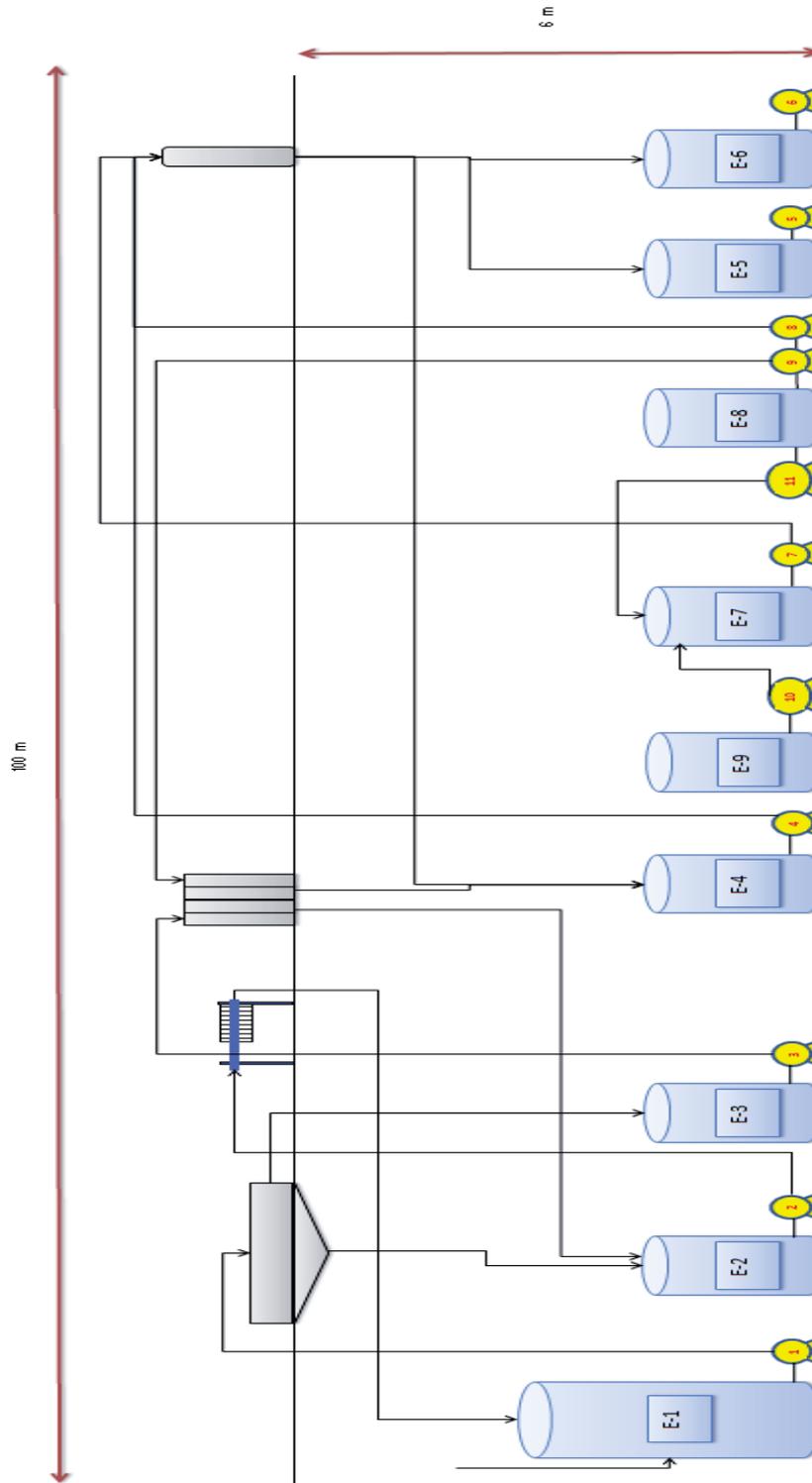


Figura 28. Layout Planta MRT

5.5. Equipos

CLARIFICADOR

Para tratamiento de aguas municipales, espesadores, primer lodo,

Área unitaria: $8 \text{ m}^2 / (\text{t/día})$

Por lo tanto,

$$(LX) \quad A = F_m \times A_u$$

$$A = 1549,34 \left[\frac{\text{ton}}{\text{hr}} \right] \times \frac{24[\text{hr}]}{1 [\text{día}]} \times 8 \left[\frac{\text{m}^2}{\frac{\text{ton}}{\text{día}}} \right]$$

$$A = 4.720,3\text{m}^2$$

$$(XXXXV) \quad A = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$D = 77,5 \text{ m}$$

TABLE 18-7 Typical Thickener and Clarifier Design Criteria and Operating Conditions

	Percent solids		Unit area, m ² /(t/d)* †	Overflow rate, m ² /(m ² ·h)*
	Feed	Underflow		
Alumina Bayer process				
Red mud, primary	3-4	10-25	2-5	
Red mud, washers	6-8	15-35	1-4	
Hydrate, fine or seed	1-10	20-50	1.2-3	0.07-0.12
Brine purification	0.2-2.0	8-15	0.5-1	0.5-1.2
Coal, refuse	0.5-6	20-40	0.5-1	0.7-1.7
Coal, heavy-media (magnetic)	20-30	60-70	0.05-0.1	
Cyanide, leached-ore	16-33	40-60	0.3-1.3	
Flue dust, blast-furnace	0.2-2.0	40-60		1.5-3.7
Flue dust, BOP	0.2-2.0	30-70		1-3.7
Flue-gas desulfurization sludge	3-12	20-45	0.3-3 ‡	
Magnesium hydroxide from brine	8-10	25-40	5-10	
Magnesium hydroxide from seawater	1-4	15-20	3-10	0.5-0.8
Metallurgical				
Copper concentrates	14-50	40-75	0.2-2	
Copper tailings	10-30	45-65	0.4-1	
Iron ore				
Concentrate (magnetic)	20-35	50-70	0.01-0.08	
Concentrate (nonmagnetic), coarse: 40-65% -325	25-40	60-75	0.02-0.1	
Concentrate (nonmagnetic), fine: 65-100% -325	15-30	60-70	0.15-0.4	
Tailings (magnetic)	2-5	45-60	0.6-1.5	1.2-2.4
Tailings (nonmagnetic)	2-10	45-60	0.8-3	0.7-1.2
Lead concentrates	20-25	60-80	0.5-1	
Molybdenum concentrates	10-35	50-60	0.2-0.4	
Nickel, (NH ₄) ₂ CO ₃ leach residue	15-25	45-60	0.3-0.5	
Nickel, acid leach residue	20	60	0.8	
Zinc concentrates	10-20	50-60	0.3-0.7	
Zinc leach residue	5-10	25-40	0.8-1.5	
Municipal waste				
Primary clarifier	0.02-0.05	0.5-1.5		1-1.7
Thickening				
Primary sludge	1-3	5-10	8	
Waste-activated sludge	0.2-1.5	2-3	33	
Anaerobically digested sludge	4-8	6-12	10	
Phosphate slimes	1-3	5-15	1.2-18	
Pickle liquor and rinse water	1-8	9-18	3.5-5	
Plating waste	2-5	5-30		1.2
Potash slimes	1-5	6-25	4-12	
Potato-processing waste	0.3-0.5	5-6		1
Pulp and paper				
Green-liquor clarifier	0.2	5		0.8
White-liquor clarifier	8	35-45	0.8-1.6	
Kraft waste	0.01-0.05	2-5		0.8-1.2
Drinking waste	0.01-0.05	4-7		1-1.2
Paper-mill waste	0.01-0.05	2-8		1.2-2.2
Sugarcane defecation			0.5 ‡	
Sugar-beet carbonation	2-5	15-20	0.03-0.07 ‡	
Uranium				
Acid-leached ore	10-30	25-65	0.02-1	
Alkaline-leached ore	20	60	1	
Uranium precipitate	1-2	10-25	5-12.5	
Water treatment				
Clarification (after 30-min flocculation)				1-1.3
Softening lime-soda (high-rate, solids-contact clarifiers)				3.7
Softening lime-sludge	5-10	20-45	0.6-2.5	

*m²/(t/d) × 0.76 = ft²/(short ton/d); m²/(m²·h) × 0.41 = gal/(ft²·min); 1 t = 1 metric ton.
 †High-rate thickeners using required flocculant dosages operate at 10 to 50 percent of these unit areas.
 ‡Basic: 1 t of cane or beets.

Figura 29. Criterios de diseño y parámetro de operación para espesadores y clarificadores, Perry's Chemical Engineer's Handbook [6]

Filtro

$$\text{Tiempo de ciclo } (T_c) = 15 \text{ min}$$

$$\text{Sólidos} = 8,05 \%$$

$$\text{Flujo} = 13.075,2 \text{ ton/día}$$

$$(LXI) \quad \text{Ciclos Totales} = \frac{24 \times 60}{15} = 96,0 \text{ ciclos/día}$$

$$\text{Sólidos de Salida} = 85 \%$$

$$(LXII) \quad \text{Flujo Másico Queque} = \frac{13075,2 \times \frac{8,05}{100}}{\frac{85}{100}} = 1238,2 \text{ ton/día}$$

$$\text{Flujo Másico Queque} = \frac{1238,2}{96,0} = 12,9 \text{ ton/ciclo}$$

$$\text{Densidad de Queque} = 2,3 \text{ ton/m}^3$$

$$(LXIII) \quad \text{Flujo Volumétrico Queque} = \frac{12,9}{2,3} = 5,5 \text{ m}^3/\text{ciclo}$$

$$\text{Espesor de queque} = 2,73 \text{ cm}$$

$$(LXIV) \quad \text{Área de Filtrado} = \frac{5,5}{\frac{2,73}{100}} = 201,4 \text{ m}^2$$

Microfiltro

$$\text{Tiempo de ciclo } (T_c) = 60 \text{ min}$$

$$\text{Solidos} = 0,03 \%$$

$$\text{Flujo} = 34955,5 \text{ ton/día}$$

$$(LXI) \quad \text{Ciclos Totales} = \frac{24 \times 60}{60} = 24 \text{ ciclos/día}$$

$$\text{Sólidos de Salida} = 45 \%$$

$$(LXII) \quad \text{Flujo Másico Queque} = \frac{34955,5 \times \frac{0,03}{100}}{\frac{45}{100}} = 19,4 \text{ ton/día}$$

$$\text{Flujo Másico Queque} = \frac{19,4}{24} = 0,81 \text{ ton/ciclo}$$

$$\text{Densidad de Queque} = 1,5 \text{ ton/m}^3$$

$$(LXIII) \quad \text{Flujo Volumétrico Queque} = \frac{19,4}{1,5} = 0,54 \text{ m}^3/\text{ciclo}$$

$$\text{Espesor de queque} = 0,5 \text{ cm}$$

$$(LXIV) \quad \text{Área de Filtrado} = \frac{0,54}{\frac{0,5}{100}} = 109,0 \text{ m}^2$$

Columnas

El caudal de alimentación de la columna es,

$$Q_t = 1360,59 \text{ m}^3/\text{hr}$$

El volumen del estanque se determina, a través del tiempo de residencia,

(XXXXIX)
$$V_t = t_r \cdot Q_t$$

El tiempo de residencia de la columna es 2 min,

$$V_t = \frac{2 \cdot 1360,59}{60} = 45,4 \text{ m}^3 \cdot \frac{264,17 \text{ gal}}{1 \text{ m}^3} = 11981,0 \text{ gal}$$

6. Evaluación Económica

La estimación se basará en el método realizado por de Peters y Timmershaus.

6.1. Estimación del Capital de Inversión

El capital de inversión es la cantidad total de dinero necesaria para suministrar los equipos e instalaciones de la planta más la cantidad de dinero requerida como capital de trabajo para la operación de la planta, estos se dividen en costos Directos e Indirectos [3]:

Directos

1. Compra de equipos
2. Instalación de equipos
3. Instrumentación y control
4. Piping
5. Sistemas eléctricos
6. Edificios
7. Preparación del sitio
8. Instalación de servicios
9. Terreno

Indirectos

1. Supervisión e Ingeniería
2. Gastos legales
3. Gastos de construcción
4. Honorario contratista
5. Contingencia

6.1. 1. Costos de Inversión en equipos

Bombas

En general todas las bombas serán centrifugas de una etapa y de fierro fundido.

	Caudal		Altura total		F. Capacidad
	m3/hr	m3/s	m	kPa	m3/s x kPa
BOMBA 1	1482,20	0,4117	12,006	117,658	48,44
BOMBA 2	491,71	0,1366	77,013	754,732	103,09
BOMBA 3	1386,90	0,3852	28,008	274,479	105,74
BOMBA 4	1360,61	0,3779	54,052	529,707	200,20
BOMBA 5	1188,30	0,3301	6,001	58,813	19,41
BOMBA 6	9,39	0,0026	10,134	99,313	0,26
BOMBA 7	18,79	0,0052	50,477	494,674	2,58
BOMBA 8	18,79	0,0052	53,223	521,581	2,72
BOMBA 9	1,18	0,0003	30,154	295,508	0,10
BOMBA 10	1,01	0,0003	9,523	93,330	0,03
BOMBA 11	8,39	0,0023	10,128	99,256	0,23

Tabla 35. Tabla resumen de especificaciones de bombas.

Con estos datos podemos estimar los costos de las bombas a través de gráficos entregados por el libro.

Pero cada gráfico está hecho para cierto tipo y rango de bomba, por lo tanto debemos encontrar en gráfico más adecuado para la bomba específica para la que estamos estimando su costo.

Para las bombas de mayor factor de capacidad utilizaremos el gráfico 12-20, el que entrega el costo de la bomba más el motor, pero se debe destacar que este grafico está basado en costos

del año 2002, por lo tanto debemos actualizarlo utilizando los índices de costo, para este proyecto se utilizarán los índices de Marshall y Swift.[3]

$$(LXV) \quad \text{Costo Presente} = \text{Costo Original} \cdot \left(\frac{\text{Índice al Presente}}{\text{Índice Original}} \right)$$

Según, M.S Peters, K.D. Timmerhaus, R.E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers (5° ed) 2003 Nueva York, tabla 6-2, pagina 238.

$$I_{\text{Presente}} = 1579,4$$

$$I_{\text{Original}} = 1116,9$$

	Costo	
	US\$ 2002	US\$ 2011
BOMBA 1	10.000	14.141
BOMBA 2	10.000	14.141
BOMBA 3	10.200	14.424
BOMBA 4	10.200	14.424
BOMBA 5	6.000	8.485
BOMBA 6	1.900	2.687
BOMBA 7	4.560	6.448
BOMBA 8	1.900	2.687
BOMBA 9	1.900	2.687
BOMBA 10	4.560	6.448
BOMBA 11	1.900	2.687

Tabla 36. Costos de cada bomba

Tanques

El material de todos los tanques serán RFP (Reinforced Plastic), debido alta corrosividad de las aguas minas, solo el estanque E-8 de agua fresca será fabricado en Acero Carbono.

Con el volumen de cada estanque podemos estimar su costo a través del gráfico 12-53 para estanques de bajo volumen y el gráfico 12-55 para estanques de mayor volumen, estos gráficos entregan valores para acero carbono y se ajustan a RFP a través del factor 1,25 FRP/AC.

Estanque	Volumen	Costo AC	Costo RFP	
	m3	US\$ 2002	US\$ 2002	US\$ 2011
E-1	407,61	50.000	62.500,0	88.381
E-2	70,31	30.000	37.500,0	53.028
E-3	283,32	40.000	50.000,0	70.705
E-4	1019,56	70.000	87.500,0	123.733
E-5	221,30	37.000	46.250,0	65.402
E-6	48,97	28.000	35.000,0	49.493
E-7	48,97	28.000	35.000,0	49.493
E-8	63,95	30.000	30.000,0	42.423
E-9	26,58	22.000	27.500,0	38.888

Tabla 37. Costo de cada estanque

Equipos

Clarificador

El diámetro del clarificador es de 77,5 m, con este valor podemos determinar el costo del equipo instalado por metro cuadrado.

$$C_i = 500 \text{ US\$1995/m}^2$$

Con este valor se calcula el costo total,

$$(LXVI) \quad C_t = A \times C_i = 4720,3 \times 500 = 2.360.127 \text{ US\$1995}$$

Ahora para efectos de cálculo se necesita el costo de venta FOB, por lo tanto, según tabla 6-5, el costo de instalación equivale al 72,5% del costo de venta. Además será actualizado a través del costo indexado.

$$(LXVII) \quad C_{ft} = 2.360.127 \cdot \frac{1}{1,725} \cdot \frac{1579,4}{1027,5} = 2.103.084 \text{ US\$}$$

Filtro

El filtro es un filtro Prensa de 201,4 m², material PVC-Hierro fundido. Según grafico 15-09, un filtro de estas características y 100 m² tiene un costo de 78000 US\$ 2002. Este costo puede ser escalado al área que se busca con los exponentes obtenidos de Remer and Chai, Design cost factors for scaling-up Engineering Equipment chemical engineering Process, 1990.

$$C_t = 78.000 \text{ US\$2002}$$

$$(LXVIII) \quad C_{ft} = 78.000 \cdot \left[\frac{201,4}{100} \right]^{0,58} \cdot \frac{1579,4}{1116,9} = 165.531 \text{ US\$}$$

Microfiltro

El microfiltro fue diseñado con un área de 109,0 m² tipo espiral. Según tabla 15-12, costos por modulo de membrana,

$$C_i = 325 \text{ US\$2002}/m^2$$

$$C_t = 35.439 \text{ US\$2002}$$

$$(LXIX) \quad C_{ft} = 35.439 \cdot \frac{1579,4}{1116,9} = 50.114 \text{ US\$}$$

Columna

El volumen de la columna es de 45,4 m³, ya que no hay gráficos donde determinar costos de columnas de RFP específicos, se asumirá que los costos son similares a un tanque del mismo volumen de Acero Carbono, luego a través del factor 1,25 RFP/AC, se determinará el valor en el material buscado. Además se debe hacer el ajuste (según tabla 12-12) para espesores que soporten una presión de trabajo de 100 m.c.a.

$$C_t = 28.000 \text{ US\$2002}$$

$$(LXX) \quad C_{ft} = 28.000 \cdot 1,3 \cdot 1,25 \cdot \frac{1579,4}{1116,9} = 64.341 \text{ US\$}$$

Resumen de costos de equipos

Costos FOB	USD\$2011
Clarificador	2.103.084
Microfiltro	50.114
Filtro	165.531
Columna	64.341
Estanque Acumulador	88.381
Estanque Acumulador	53.028
Estanque Acumulador	70.705
Estanque Acumulador	123.733
Estanque Acumulador	65.402
Estanque Acumulador	49.493
Estanque Acumulador	49.493
Estanque Acumulador	42.423
Estanque Acumulador	38.888
Bomba	14.141
Bomba	14.141
Bomba	14.424
Bomba	14.424
Bomba	8.485
Bomba	2.687
Bomba	6.448
Bomba	2.687
Bomba	2.687
Bomba	6.448
Bomba	2.687
Total	3.053.873,4

Tabla 38. Resumen de costos de equipos

Según el método de Peters y Timmerhaus los costos adicionales a los equipos se dividen directos e indirectos los que son proporcionales al costo de inversión en equipos estos se presentan en la tabla 6-3. Además el capital de trabajo equivale al 89% del Costo de Inversión en Equipos [3].

Costos Directos

Costos Directos	%	USD\$
Equipos comprados (EC)		3.053.873
Instalación de equipos comprados	47%	1.435.320
Instrumentación y control (instalado)	36%	1.099.394
Piping (instalado)	68%	2.076.634
Sistemas eléctricos (instalado)	11%	335.926
Edificaciones (incluye servicios)	18%	549.697
Preparación del sitio	10%	305.387
Instalaciones de servicios	70%	2.137.711
Total costos directos		10.993.944

Tabla 39. Costos directos de Inversión

Costos Indirectos

Costos Indirectos	%	USD\$
Ingeniería y supervisión	33%	1.007.778
Gastos de construcción	41%	1.252.088
Costos regulatorios	4%	122.155
Honorario de contratistas	22%	671.852
Contingencia	44%	1.343.704
Total costos indirectos		4.397.578
Inversión de capital fijo		15.391.522
Capital de trabajo	89%	2.717.947
Total Capital de Inversión TCI		18.109.469

Tabla 40. Costos Indirectos de Inversión

6.2. Estimación de Costos Total del Producto

Los costos totales del Producto se dividen en costos directos de producción, costos indirectos de producción y gastos generales de la empresa:

Costos Directos:

1. Materia Prima
2. Insumos
3. Servicios (Energía, vapor, aguas de procesos, etc)
4. Mano de obra (Operadores, supervisores y mantenedores)
5. Costo de Mantenimiento
6. Suministros operativos (lubricantes, pruebas químicas)
7. Análisis Químicos
8. Gestión de Residuos

Costos Indirectos

1. Impuestos
2. Seguros
3. Arriendo

Gastos generales de la empresa

1. Costos administrativos
2. Distribución y marketing
3. Investigación y desarrollo

Costos Directos	Cantidad		Costo Unitario		Fuente	Costo USD/día	Costo USD/Año
SuperLig®132	12	kg/día	330 ⁱ	USD/kg	IBC A.T.	3.995	1.458.321
H2SO4 98,5%	44	ton/día	57 ⁱⁱ	USD/ton		2.521	920.156
Total Insumos						6.516	2.378.477
Servicios							
Energía Eléctrica	4.000	Kwh/día	0,3 ⁱⁱⁱ	USD/Kwh		1.200	438.000
Agua de Procesos	930	m3/día	0,55 ^{iv}	USD/m3		512	186.731
Total Servicios						1.712	624.731
Mano de Obra							
Operadores	3 ^v	Op./turno	5 ^{vi}	USD/hr		360,0	131.400
Supervisores ^{vii}						54,0	19.710
Mantenimiento ^{viii}						360,0	131.400
Total mano de Obra						774	282.510
Otros							
Mant. Materiales ^{ix}						360,0	131.400
Insumos Operativos ^x						54,0	19.710
Análisis Químicos ^{xi}						54,0	19.710
Gestión de Residuos	0	kg/día	2	USD/día		0	-
Total otros						468,0	170.820
Total costos directos						9.470	3.456.538
Costos indirectos							
Impuestos ^{xii}						489	178.469
Seguros						489	178.469
Arriendos						-	-
Total costos indirectos						978	356.938
Gastos G. Empresa							
Costos Administrativos						132	48.027
Distribución y Marketing						700	255.500
Investigación y desarrollo						-	-
Total G. G. Empresa						832	303.527
Total costo operación y mantención TCOM						11.279	4.117.002

Tabla 41. Costos Total de Operación y Producción

6.3. Ingreso por Venta

Para determinar los ingresos por venta se asumirá un 65 % del valor de venta del cobre catódico ya que el producto será una solución de sulfato de cobre concentrada, que es una etapa intermedia en la producción de cobre.

$$P_{Cobre} = 7.86 \frac{US\$}{kg} \quad (18/05/12)$$

$$(LXXI) \quad P_{Solución} = 0,65 \cdot 9,11 = 5,11 \frac{US\$}{kg \text{ Cu}}$$

Por lo tanto el ingreso por venta anual será,

$$(LXXII) \quad I_v = Producción_{Anual} \cdot P_{Solución}$$

$$I_v = 320,84 \cdot 24 \cdot 60 \cdot 5,11 = 14.355.068 \text{ US\$/año}$$

6.4. Flujo de Caja

6.4.1. Flujo de caja desde año 0 a 3

	<i>0</i>	<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>
Ingreso por Ventas	-	14.355.06 8	14.355.06 8	14.355.06 8
Costos de Producción	-	4.117.002	4.117.002	4.117.002
Utilidad Bruta	-	10.238.06 6	10.238.06 6	10.238.06 6
Egreso Operacional	-	-	-	-
Utilidad Operacional	-	10.238.06 6	10.238.06 6	10.238.06 6
Ingreso no Operacional	-	-	-	-
Depreciación	-	203.592	203.592	203.592
Valor Residual	-	-	-	-
Interés L.P.	-	-	-	-
Interés C.P.	-	-	-	-
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Utilidad antes de Impuesto	-	10.034.47 4	10.034.47 4	10.034.47 4
Impuesto 15%	-	1.505.171	1.505.171	1.505.171
Utilidad después de Impuesto	-	8.529.303	8.529.303	8.529.303
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Capital fijo	15.391.522	-	-	-
Capital de trabajo	2.717.947	-	-	-
Recuperación de capital de trabajo	-	-	-	-
Amortización L.P.	-	-	-	-
Amortización C.P.	-	-	-	-
Depreciación	-	203.592	203.592	203.592
Total Anual	- 18.109.469	8.732.894	8.732.894	8.732.894
Crédito	-	-	-	-
Flujo Total Anual	- 18.109.469	8.732.894	8.732.894	8.732.894

Tabla 42. Flujo de caja de año 0 a 3

6.4.2. Flujo de caja desde año 4 a 7

	4	5	6	7
Ingreso por Ventas	14.355.068	14.355.068	14.355.068	14.355.068
Costos de Producción	4.117.002	4.117.002	4.117.002	4.117.002
Utilidad Bruta	10.238.066	10.238.066	10.238.066	10.238.066
Egreso Operacional	-	-	-	-
Utilidad Operacional	10.238.066	10.238.066	10.238.066	10.238.066
Ingreso no Operacional	-	-	-	-
Depreciación	203.592	203.592	203.592	203.592
Valor Residual	-	-	-	-
Interés L.P.	-	-	-	-
Interés C.P.	-	-	-	-
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Utilidad antes de Impuesto	10.034.474	10.034.474	10.034.474	10.034.474
Impuesto 15%	1.505.171	1.505.171	1.505.171	1.505.171
Utilidad después de Impuesto	8.529.303	8.529.303	8.529.303	8.529.303
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Capital fijo	-	-	-	-
Capital de trabajo	-	-	-	-
Recuperación de capital de trabajo	-	-	-	-
Amortización L.P.	-	-	-	-
Amortización C.P.	-	-	-	-
Depreciación	203.592	203.592	203.592	203.592
Total Anual	8.732.894	8.732.894	8.732.894	8.732.894
Crédito	-	-	-	-
Flujo Total Anual	8.732.894	8.732.894	8.732.894	8.732.894

Tabla 43. Flujo de caja de año4 a 7

6.4.3. Flujo de caja desde año 8 a 11

	8	9	10	11
Ingreso por Ventas	14.355.068	14.355.068	14.355.068	14.355.068
Costos de Producción	4.117.002	4.117.002	4.117.002	4.117.002
Utilidad Bruta	10.238.066	10.238.066	10.238.066	10.238.066
Egreso Operacional	-	-	-	-
Utilidad Operacional	10.238.066	10.238.066	10.238.066	10.238.066
Ingreso no Operacional	-	-	-	-
Depreciación	203.592	203.592	203.592	203.592
Valor Residual	-	-	-	-
Interés L.P.	-	-	-	-
Interés C.P.	-	-	-	-
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Utilidad antes de Impuesto	10.034.474	10.034.474	10.034.474	10.034.474
Impuesto 15%	1.505.171	1.505.171	1.505.171	1.505.171
Utilidad después de Impuesto	8.529.303	8.529.303	8.529.303	8.529.303
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Capital fijo	-	-	-	-
Capital de trabajo	-	-	-	-
Recuperación de capital de trabajo	-	-	-	-
Amortización L.P.	-	-	-	-
Amortización C.P.	-	-	-	-
Depreciación	203.592	203.592	203.592	203.592
Total Anual	8.732.894	8.732.894	8.732.894	8.732.894
Crédito	-	-	-	-
Flujo Total Anual	8.732.894	8.732.894	8.732.894	8.732.894

Tabla 44. Flujo de caja de año 8 a 11

6.4.4. Flujo de caja desde año 12 a 15

	<i>12</i>	<i>13</i>	<i>14</i>	<i>15</i>
Ingreso por Ventas	16.648.887	16.648.887	16.648.887	16.648.887
Costos de Producción	4.117.002	4.117.002	4.117.002	4.117.002
Utilidad Bruta	12.531.885	12.531.885	12.531.885	12.531.885
Egreso Operacional				
Utilidad Operacional	12.531.885	12.531.885	12.531.885	12.531.885
Ingreso no Operacional				
Depreciación	203.592	203.592	203.592	203.592
Valor Residual	-	-	-	-
Interés L.P.	-	-	-	-
Interés C.P.	-	-	-	-
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Utilidad antes de Impuesto	12.328.294	12.328.294	12.328.294	12.328.294
Impuesto 15%	1.849.244	1.849.244	1.849.244	1.849.244
Utilidad después de Impuesto	10.479.050	10.479.050	10.479.050	10.479.050
Perdida Ejercicio Anterior	-	-	-	-
Capital fijo	-	-	-	-
Capital de trabajo	-	-	-	-
Recuperación de capital de trabajo	-	-	-	2.717.947
Amortización L.P.	-	-	-	-
Amortización C.P.	-	-	-	-
Depreciación	203.592	203.592	203.592	203.592
Total Anual	10.682.641	10.682.641	10.682.641	13.400.588
Crédito	-	-	-	-
Flujo Total Anual	10.682.641	10.682.641	10.682.641	13.400.588

Tabla 45. Flujo de caja de año 12 a 15

6.5. Evaluación del Flujo de Caja

La evaluación de un proyecto consiste en comparar los beneficios proyectados asociados a una decisión de inversión con su correspondiente corriente proyectada de desembolsos, esto no es más que el flujo de caja.

La evaluación de un proyecto se realiza con dos fines posibles:

- Tomar una decisión de aceptación o rechazo, cuando se estudia un proyecto específico
- Decidir el ordenamiento de varios proyectos en función de su rentabilidad

Obviamente en este caso es la primera opción y se realizara mediante dos técnicas, la Tasa de Retorno de la Inversión y el Valor Actual Neto.

6.5.1. Tasa de Retorno de la Inversión

Este criterio evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento por período con la cual la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente iguales a los desembolsos expresados en moneda actual. Por lo tanto representa la tasa de interés más alta que un inversionista podría pagar sin perder dinero, si todos los fondos para el financiamiento de la inversión se tomarán prestados y el préstamo se pagara con las entradas en efectivo de la inversión a medida que se fueran produciendo.

$$(LXXIII) \quad \sum_{t=1}^n \frac{BN_t}{(1+r)^t} - I_0 = 0$$

Donde:

BN_t : Representa el beneficio neto del flujo en el periodo t

I_0 : Representa la inversión inicial en el momento cero de la evaluación

r : Tasa interna de Retorno, TIR

$$TIR = 48 \%$$

6.5.2. Valor Actual Neto

Este criterio plantea que el proyecto debe aceptarse si su valor actual neto (VAN) es igual o superior a cero, donde el VAN es la diferencia entre todos sus ingresos y egresos expresados en moneda actual, por lo tanto la formulación matemática que lo determina es:

$$(LXXIV) \quad VAN = \sum_{t=1}^n \frac{VN_t}{(1+i)^t} - I_0$$

Donde:

BN_t : Representa el beneficio neto del flujo en el periodo t

I_0 : Representa la inversión inicial en el momento cero de la evaluación

i : Tasa de descuento, 20%

$$VAN = 19.081.125 \text{ US\$}$$

6.6. Análisis de Sensibilidad

Con el objetivo de entregar la mayor cantidad de antecedentes respecto a la factibilidad de este proyecto y como una forma especial de incorporar el valor del factor riesgo a los resultados pronosticados del proyecto, se realizará un análisis de sensibilidad que permita medir cuan sensible es la evaluación realizada a variaciones de uno o más parámetros decisorios.

6.6.1. Sensibilidad respecto al precio del cobre

Una de las variables más importantes en la evaluación de este proyecto es el precio del cobre ya que tiene una volatilidad bastante grande.

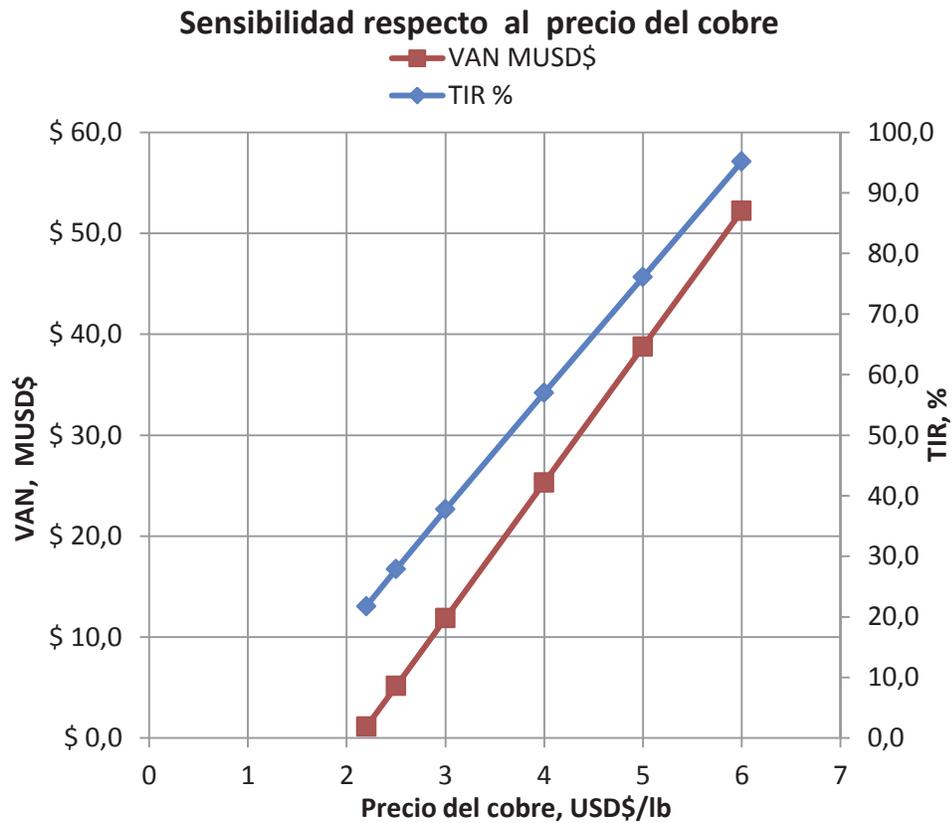


Figura 30. Gráfico de sensibilidad del VAN respecto del precio del cobre

Como se puede apreciar las pendientes son muy similares, positivas y altas aproximadamente 19,3, lo que significa que el proyecto es altamente sensible respecto a este parámetro. La evaluación fue hecha para un valor de 3,5 USD\$/lb un TIR de 48% y un VAN de 19 MUSD\$. Si el valor baja a 3 USD\$/lb el TIR se reduce a 37% y el VAN a 11,9 MUSD\$. Además esto demuestra que el valor mínimo de en que el proyecto es factibles respecto al TIR es 2,11 USD\$/lb.

6.6.2. Sensibilidad respecto al precio de la resina MRT

El valor [1] de la resina es el más importante dentro de los costos de mantención y operación del proyecto.

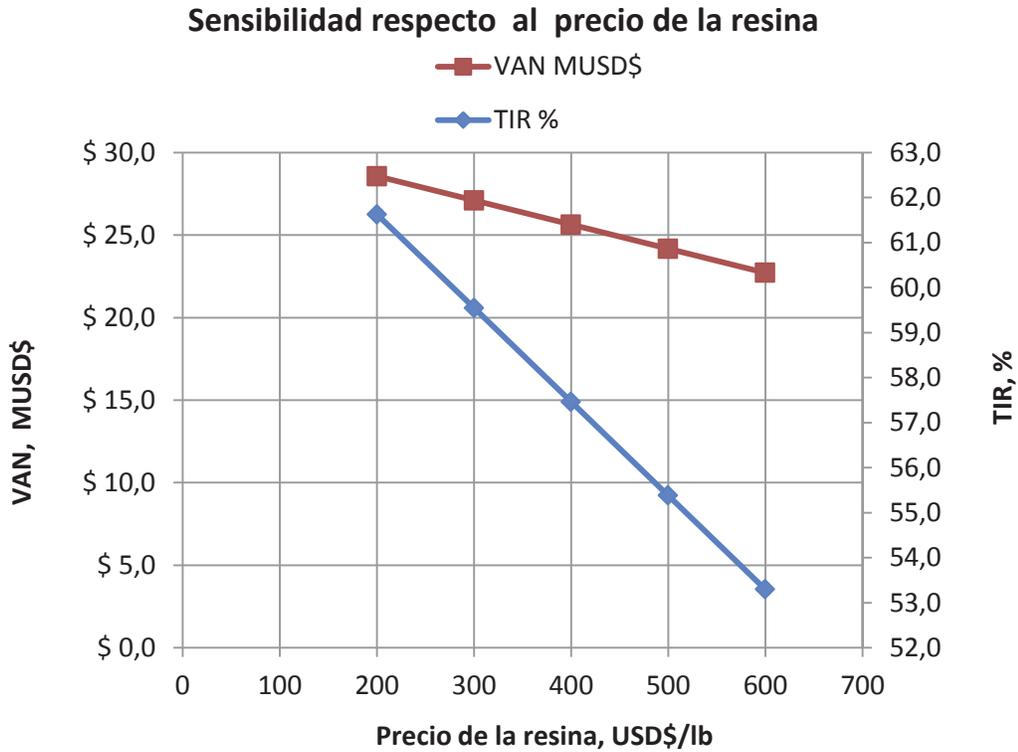


Figura 31. Gráfico de sensibilidad del VAN respecto del precio de la resina

Como se puede apreciar las líneas son negativas y de pendientes bajas alrededor de $-0,02$, lo que significa que el proyecto es poco sensible a este parámetro. La evaluación fue hecha para un valor de 330 USD\$/kg lo que implica un TIR de 48% y un VAN de 19 MUSD\$. Al aumentar el costo de la resina a 600 USD\$/kg el TIR se reduce a 53,3% y el VAN a 22,7 MUSD. Lo que no es una diferencia mayor tomando en cuenta un aumento de un 200% en el precio del insumo.

7. Conclusiones

- La realización de este proyecto en la etapa de ingeniería conceptual es factible tanto técnica como económicamente.
- El proceso utilizado en este proyecto se basa en una tecnología nueva y que no ha sido probada a nivel industrial en el país lo que implica un alto riesgo para el proyecto.
- Para obtener una validación más exacta del proceso es necesaria la realización de pruebas a escala piloto.
- Para obtener una estimación más exacta de la factibilidad del proyecto es necesario avanzar en las siguientes etapas del proyecto, ingeniería básica y de detalle.

8. Bibliografía

- [1] Menger M. Fredric, Goldsmith J. David, Mandell Leon, 1976, Química Orgánica, Emory University Georgia, 2da Edición.
- [2] Izatt M. Reed, Bradsahw S. Jerald, 1990, Organic Macrocycles, en Encyclopedia of Physical Science and Technology, 3ra Edición.
- [3] Peters S. Max, Timmerhaus D. Klaus, 2000, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, New York, McGraw Hill.
- [4] Dean R. Jhon, 2003, Ionic Exchange, en Methods for Environmental Trace Analysis, John Wiley and Sons.
- [5] Domic M. Esteban, 2001, Hidrometalurgia, fundamentos, procesos y aplicaciones, Santiago-Chile.
- [6] Robert H. Perry, Don W. Green, 1997, Adsorption and Ionic Exchange, Perry's Chemical Engineers' Handbook, Ed. McGray Hill, pag. 16-01, 16-64, U.S.
- [7] McCabe L. Warren, Smith C. Julian, Harriott Peter, 1998, Operaciones Unitarias Ingeniería Química, Madrid, McGraw Hill.
- [8] Harey David, 2000, Modern Analytic Chemistry, New York, McGraw Hill.
- [9] Dale, J. B.; Izatt, N. E. The Use of Molecular Recognition Technology (MRT) for Treatment of Mining and Metallurgical Effluent Solutions. In *Effluent Treatment in the Mining Industry*; Castro, S. H., Vergara, F., Sánchez, M. A., Eds.; University of Concepción, Concepción, Chile, 1998; p 257.
- [10] Dale, J. B.; Izatt, N. E.; Bruening, R. L.; Reghezza, I. A.; Vergara, Ch. J.; Matta, V. J. A. Recent Advances in the Application of Molecular Recognition Technology (MRT) in the Copper Industry. Presented at Copper 99-Cobre 99, Phoenix, AZ, Oct 10-13, 1999.
- [11] Dr. Katherine Howland Ford. Demonstration of removal, separation, and recovery of heavy metals from industrial wastestreams using molecular recognition technology (MRT). Naval Facilities Engineering Service Center, Port Huueneme, California, Noviembre 2002.

- [12] Dale, J. B.; Izatt, N. E.; Bruening, R. L.; Selective Extraction and Recovery of Gold, Copper, and Other Base Metals from Mine Leach Cyanide Solution Using Molecular Recognition Technology (MRT), IBC advance Techonology, Inc; American Fork, Utah, U.S.A, Presented at the International Conference on the Science, Technology and Industrial Applications of Gold 2003, September 28th – October 1st, 2003 at the Westin Bayshore Resort and Marina, Vancouver, Canada.
- [13] Ronald L. Bruening, John B. Dale, Neil E. Izatt, and Steven R. Izatt, *IBC Advanced Technologies, Inc., USA*; “commercial separations in the copper industry using molecular recognition technology (mrt)”, Presented at COM 2003 Conference of Metallurgists, August 24-27, 2003, Vancouver. British Columbia, Canada.
- [14] Gary Amos, Britannia Zinc Limited, Bristol, U.K., Wayne Hopkins, Kvaerner E & C, Santiago, Chile, and Steven R. Izatt, Ronald L. Bruening, John B. Dale, and Krzysztof E. Krakowiak, IBC Advanced Technologies, Inc., American Fork, U.S.A., "Extraction, Recovery, and Recycling of Metals from Effluents, Electrolytes, and Product Streams Using Molecular Recognition Technology", V International Conference on Clean Technologies for the Mining Industry, Santiago, Chile, May, 2000.
- [15] Ki Soo Hur, Yun Seob Song, LS-Nikko Copper Inc. Refinery, John Dale and Neil Izatt, IBC Advanced Technologies, Inc., “Commercial MRT Bismuth Removal Plant at LS-Nikko Copper Refinery”, EMC-2005 European Metallurgical Conference, September 19-23, 2005, Dresden, Germany.
-