



**UNIVERSIDAD DE CHILE  
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE MINAS**

**EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DEL USO  
DE AGUA DE MAR EN UNA PLANTA CONCENTRADORA**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL DE MINAS**

**JUAN CARLOS LORCA POMBET**

**PROFESOR GUÍA:  
WILLY KRACHT GAJARDO**

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:  
CHRISTIAN IHLE BASCUÑAN  
HÉCTOR AGUSTO ALEGRÍA**

**SANTIAGO DE CHILE  
JUNIO 2014**

## RESUMEN

La industria minera está siendo afectada por la escasez de agua en las regiones del norte chileno. Una solución es buscar nuevas fuentes de agua, como por ejemplo el agua de mar. Existen dos tipos de suministro de agua de mar para las plantas concentradoras: agua de mar salada y agua de mar desalinizada. El método más utilizado para la desalinización de agua de mar en el mundo es el proceso de separación por membranas llamado osmosis inversa. Las plantas de tratamiento que utilizan este método son bien aceptadas en la industria, y sus costos de inversión y operacionales dependen principalmente de la capacidad de producción de cada una.

Este trabajo consiste en realizar una evaluación económica comparativa de ambos tipos de suministro de agua de mar; incluyendo las plantas de tratamiento, el sistema de impulsión de agua y el efecto de ambos tipos de agua en la flotación *rougher* de un mineral sulfurado de cobre y molibdeno. Como hipótesis se espera que en sistemas con calcopirita, pirita y molibdenita, la recuperación metalúrgica de Mo disminuya y aumente el consumo de cal para estabilizar el pH en presencia de agua de mar. Para analizar y cuantificar este efecto, se realizaron pruebas experimentales de flotación a escala de laboratorio bajo parámetros estándar.

Con respecto al sistema de impulsión de agua de mar, se realizó una optimización del diámetro de tuberías según los costos energéticos en operación y el consumo de acero en la inversión. Con respecto a las plantas de tratamiento se determinó un *CAPEX* y *OPEX*, gracias a la información recolectada mediante *benchmarking*, para incluir un aspecto esencial y diferencial en la evaluación económica. Los resultados obtenidos son los siguientes: en la flotación *batch* se obtuvo mínimas diferencias aleatorias en la recuperación de cobre, y una gran diferencia manifiesta en la recuperación de molibdeno. En el sistema de impulsión de agua se obtuvo diferentes diámetros nominales para cada tipo de agua que optimizan el VPN de los costos.

La evaluación económica comparativa, que se confecciona con las diferencias de beneficios y costos con cada tipo de agua, arroja el resultado de un VPN igual a 700 [MUS\$], en un período de evaluación de 20 años y con una tasa de descuento del 10%, en favor al suministro de agua de mar desalinizada. Se concluye que es conveniente desalinizar el agua para la flotación de este mineral dados los factores incluidos en la evaluación. Se recomienda incluir costos de mantención y reinversión en la planta para constituir un estudio más acabado.

## ABSTRACT

The mining industry is being affected by water scarcity in the north regions of Chile. A solution is to seek for new water resources, like for example seawater. There are two main ways to provide the concentrator plant with seawater: saline and desalinated seawater. The treatment method to desalinate seawater most widely used is the membrane separation process called reverse osmosis (RO). The treatment plants that operate with this method are well accepted by the industry, and their main investment and operational costs, depend mainly on their production capacity.

This work consists in the comparative economical evaluation between both cases of seawater supply; including the main topics such as seawater treatment plants, the water transport system, and the effect of both supplies in the rougher flotation of a copper and molybdenum sulphur mineral. As hypothesis it's expected that in chalcopyrite, pyrite and molybdenite systems, metallurgical recovery of Mo decreases and lime consumption to settle pH raises in the presence of seawater. In order to analyze and quantify this effect, experimental trials were conducted in the laboratory under standard conditions.

In regard to the seawater transport system, an optimization of the pipes nominal diameter was made according to the energy consumption in operation and the steel investment. In regard to the seawater treatment plants, the CAPEX and OPEX were determined thanks to the benchmark information collected, in order to include an essential and differential aspect in the evaluation. The results obtained were the following: in the batch experimental flotation, slight and random differences on the copper recovery, and a large and noticeable molybdenum recovery were obtained. In the seawater transport system different diameters were obtained to maximize the NPV of the costs.

The comparative economical evaluation, which is assembled with the benefits and costs differences between both cases of seawater supply, throws a net present value of 700 [MUS\$], in a period of evaluation of 20 years and a discount rate of 10%, in favor of the desalinated seawater supply. It is concluded that is most convenient to desalinate water to float this type of mineral given the factors included in the economic assessment. It's recommended to include the costs of maintenance and re-investment in the concentrator plant to establish a further study.

## DEDICATORIA

Para mi hija Emilia...  
...por iluminarme el camino de la “virtuosidad”...

## AGRADECIMIENTOS

Agradezco infinitamente a mi familia por el apoyo durante toda mi vida, en particular durante el período de mi carrera universitaria que ya termina. Agradezco a mi padre por ser mi guía y consejero principal, a mi madre por quererme y cuidarme con toda la paciencia del mundo, agradezco a mis hermanos por estar siempre a mi lado con una sonrisa interminable y a todos los que se preocuparon por mi desarrollo personal a través de la historia de mi vida.

También quiero agradecer a todos mis profesores que he tenido hasta ahora, por tener la paciencia y dedicación para enseñarme todo lo que he aprendido y me ha permitido realizar satisfactoriamente este trabajo de título. Muchas gracias a mis compañeros/amigos del colegio y de la universidad, por la disponibilidad en el estudio, el apoyo en momentos difíciles y el compañerismo entregado para cumplir mis metas; sin duda han sido un pilar fundamental para mi desarrollo personal, sobre todo en los aspectos no académicos.

Quiero agradecer especialmente a los profesores que crearon en mí un interés por la carrera que ya finaliza, los cuales me inspiraron a continuar creciendo académicamente en muchos sentidos: Jean Estay, Ricardo Acuña, Raúl Gallardo, Patricio Felmer, Marcelo Leseigneur, Bruno Behn, Leandro Voisin, Aldo Casali, Julián Ortiz, Gonzalo Montes, Brian Townley, Willy Kracht, entre otros. Por último, agradezco a los profesores miembros de la comisión de este trabajo de título, por guiarme con buena disponibilidad durante el desarrollo de esta labor y por mostrarme un tema extraordinario y fundamental para la contingencia mundial, como lo es la utilización de agua de mar para procesos industriales/metalúrgicos.

Muchas gracias.

## TABLA DE CONTENIDO

1	Introducción .....	1
1.1	Problemática y Motivación .....	7
1.2	Objetivos .....	8
1.2.1	Objetivo General .....	8
1.2.2	Objetivos Específicos .....	8
1.3	Alcances .....	9
2	Antecedentes .....	10
2.1	Flotación con agua de mar .....	10
2.2	Ritmo de producción, consumo de agua y precio de la electricidad.....	12
2.3	Modelos teóricos de flotación.....	14
2.3.1	Modelo de cinética de primer orden .....	14
2.3.2	Modelo de Klimpel .....	15
2.4	Altura de impulsión de agua .....	15
2.5	Desalinización por osmosis inversa.....	17
3	Desarrollo experimental .....	21
3.1	Mineral y agua de mar .....	21
3.2	Metodología .....	22
3.3	Aplicación de la metodología .....	27
3.4	Resultados .....	33
3.5	Resultados reconciliados.....	40
4	Sistema de impulsión de agua .....	44
4.1	Metodología de cálculo.....	44
4.2	Resultados.....	50
5	Tratamiento de agua de mar .....	53
5.1	Principales componentes del suministro de agua salada .....	53
5.2	Principales componentes del suministro de agua desalinizada.....	54

5.3	CAPEX del tratamiento de agua de mar.....	56
5.4	OPEX del tratamiento de agua de mar.....	57
5.4.1	Personal.....	57
5.4.2	Consumo energético.....	58
5.4.3	Dosificación de agentes químicos.....	59
5.4.4	Recambio de elementos filtrantes.....	60
6	Evaluación económica comparativa.....	61
6.1	Comparación del OPEX del suministro de agua.....	62
6.2	Consideraciones de la evaluación económica.....	63
6.3	Resultados de la evaluación comparativa.....	65
7	Discusión.....	67
8	Conclusiones y recomendaciones.....	70
9	Bibliografía.....	72
10	Anexos.....	74

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Consumo unitario de agua fresca vs capacidad acumulada de tratamiento .....	13
Figura 2: Esquema conceptual de una planta desalinizadora por osmosis inversa .....	18
Figura 3: Celda Denver utilizada en las pruebas experimentales .....	23
Figura 4: Balanza utilizada para pesar las muestras .....	27
Figura 5: Balanza de alta precisión con cámara de aislamiento .....	29
Figura 6: Toma de aire del sistema de filtración y estructura contenedora .....	31
Figura 7: Recuperación acumulada de cobre, con agua permeada.....	35
Figura 8: Recuperación acumulada de cobre, con agua de mar .....	36
Figura 9: Recuperación acumulada de molibdeno, con agua permeada.....	36
Figura 10: Recuperación acumulada de molibdeno, con agua de mar .....	37
Figura 11: Recuperación global de Cu y Mo por tipo de agua.....	37
Figura 12: Consumo de cal en pruebas experimentales por tipo de agua.....	38
Figura 13: Recuperación modelo y real de cobre .....	39
Figura 14: Recuperación modelo y real de molibdeno.....	39
Figura 15: Recuperación acumulada de Cu en agua permeada y datos reconciliados .....	42
Figura 16: Recuperación acumulada de Cu en agua de mar y datos reconciliados.....	42
Figura 17: Recuperación global por tipo de agua con datos reconciliados .....	43
Figura 18: Topografía referencial utilizada para el sistema de impulsión .....	47
Figura 19: VPN de los costos de impulsión de agua en función del diámetro .....	51
Figura 20: <i>Flowsheet</i> del tratamiento de agua salada.....	54
Figura 21: <i>Flowsheet</i> del tratamiento de agua desalinizada.....	55
Figura 22: Costo operacional del sistema de impulsión de agua.....	62
Figura 23: Costo operacional del suministro de agua de mar.....	63

## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Dosis de reactivos y parámetros operacionales de las pruebas de flotación .....	23
Tabla 2: Masa de las muestras, concentrados, relaves y pérdidas calculadas .....	33
Tabla 3: Recuperación por fase y acumulada de cobre .....	34
Tabla 4: Recuperación por fase y acumulada de molibdeno .....	34
Tabla 5: Recuperación por tipo de agua y consumo de cal .....	38
Tabla 6: Ley de elementos de interés en los concentrados .....	38
Tabla 7: Recuperaciones por tipo de agua con datos reconciliados .....	43
Tabla 8: Parámetros utilizados para el cálculo del sistema de impulsión de agua .....	44
Tabla 9: Coeficientes de Genijew para cada tipo de agua .....	45
Tabla 10: Parámetros de la evaluación de costos del sistema de impulsión de agua .....	47
Tabla 11: Peso por metro de tubería según diámetro y espesor .....	49
Tabla 12: Resumen de precios y parámetros para el cálculo del sistema de impulsión ....	49
Tabla 13: Inversión y VPN de costos directos para cada diámetro en agua salada.....	50
Tabla 14: Inversión y VPN de costos directos para cada diámetro en agua permeada ....	51
Tabla 15: Impulsión de agua separada por estaciones de bombeo, caso agua salada .....	52
Tabla 16: Impulsión de agua separada por estaciones de bombeo, caso agua permeada..	52
Tabla 17: Desglose de las inversiones principales para las plantas de tratamiento.....	56
Tabla 18: Costos de empleados para cada planta de tratamiento .....	57
Tabla 19: Consumo energético de las plantas de tratamiento .....	58
Tabla 20: Consumo de agentes químicos en planta desalinizadora .....	59
Tabla 21: Consumo de agentes químicos en planta de suministro de agua salada.....	59
Tabla 22: Consideraciones para el recambio de elementos filtrantes.....	60
Tabla 23: Costos operacionales del suministro de agua de mar .....	62
Tabla 24: Consideraciones para la evaluación económica .....	64
Tabla 25: Valores incluidos en la evaluación económica.....	65
Tabla 26: VPN de la evaluación comparativa .....	66
Tabla 27: Sensibilización de la evaluación respecto al precio del molibdeno .....	66

## LISTA DE ANEXOS

### **Anexo A**

Proyecciones de la demanda por agua fresca en las regiones del norte chileno

### **Anexo B**

Mediciones de masa de láminas filtrantes y productos de flotación

### **Anexo C**

Leyes de las muestras reportadas por Metalquim

### **Anexo D**

Gráficos de la cinética de flotación en las pruebas experimentales

### **Anexo E**

Parámetros del modelo de Klimpel ajustados a las pruebas de flotación

### **Anexo F**

Detalle del cálculo de consumo energético en el sistema de impulsión de agua

### **Anexo G**

Código de Visual Basic para la actualización del factor de fricción

### **Anexo H**

Consumo energético de las plantas de tratamiento de agua de mar

### **Anexo I**

Evaluación económica comparativa entre ambos casos de suministro

# 1 Introducción

La industria minera está siendo afectada debido a la escasez de agua fresca disponible en las regiones del norte chileno. La mayoría de las operaciones mineras en Chile, se sitúa entre la región de Arica y Parinacota, y la cuarta región de Coquimbo. En gran parte de este territorio, se emplaza el desierto de Atacama, considerado la región más árida del planeta, donde se ha registrado periodos de hasta 400 años sin lluvias en su sector central. Arica, ciudad que se sitúa dentro del desierto, ostenta el record de poseer el promedio anual de lluvias más bajo del mundo, alcanzando tan solo 0,5 milímetros por año.

En la cuarta región de Coquimbo, se vive actualmente la peor sequía desde 1895, la cual se ha prolongado por ochos años consecutivos. Esta situación, que mantiene a la región con 62,8% de déficit hídrico en los embalses de reserva, ha provocado decretarla como zona de catástrofe en 2012. Por lo tanto, es evidente que este “territorio minero” posee escasos recursos hídricos superficiales, y que además, enfrenta un panorama complejo debido a la creciente demanda de agua por parte de las distintas actividades productivas, como la minería, las industrias, y el consumo individual de la población, entre muchas otras.

Según proyecciones de la dirección general de aguas (DGA), presentadas en el estudio llamado “Gestión del recurso hídrico y la minería en Chile”, elaborado por la comisión chilena del cobre [COCHILCO, 2007], la demanda de agua fresca por parte del sector minero, exhibe un crecimiento mayor que aquellas correspondientes a los rubros de agua potable, agropecuario, industrial y otros, en las regiones del norte chileno. Estas proyecciones que se presentan en el Anexo A, fueron realizadas para 10 y 25 años, y exhiben el resultado cuantitativo en caudal por uso, y proporcional respecto al total suministrado, desde la I hasta la IV región.

En la segunda región de Antofagasta, la demanda minera del 2007 alcanzaba un 66,3% del caudal total suministrado, porción equivalente a 15.260 [m<sup>3</sup>/s]. Según estas proyecciones, esta demanda crece a 70,5% en 2017, y luego a 74,2% en 2032, donde equivale a 26.780 [m<sup>3</sup>/s]. Cabe destacar que la demanda de los otros rubros en esta región disminuye cuantitativa y proporcionalmente, excepto por la del sector agua potable, la cual se estima en 2.646 [m<sup>3</sup>/s] para el año 2032. En esta región, el caudal total suministrado en 2007 según dicho estudio, era de 23.000 [m<sup>3</sup>/s], creciendo a 36.084 [m<sup>3</sup>/s] proyectados a 25 años.

Los resultados de la tercera región de Atacama reflejan una situación similar a la anterior, donde a pesar de que la demanda por agua fresca de la industria agropecuaria, es mayor que todas las demás, ésta se estanca en el tiempo y disminuye proporcionalmente frente a los otros rubros. Aquella proveniente del sector minero crece desde un 10% en la situación base, equivalente a 1.650 [m<sup>3</sup>/s], hasta 24,9% en la proyección realizada para 25 años, fracción que representa un caudal aproximado de 6.060 [m<sup>3</sup>/s]. Este gran crecimiento proporcional se debe a los numerosos proyectos mineros en la región, y no a una reducción en la demanda por parte de los otros sectores industriales. El suministro total de la región alcanza los 20.520 [m<sup>3</sup>/s] en el año 2017, y 24.330 [m<sup>3</sup>/s] proyectados para el año 2032.

Observando los resultados de las otras regiones en el Anexo A, los cuales dan cuenta de una situación similar a la anterior, se concluye que es necesario buscar soluciones al problema de escasez hídrica en estas regiones, si se desea alcanzar el suministro de agua necesario para proveer a las operaciones mineras existentes, con proyectos de expansión, y aquellas que están planeadas a entrar en marcha en el futuro. Ahora es importante recalcar que, dentro de la faena minera, la fase más intensiva en agua corresponde al área planta o área de procesamiento de minerales, el cual puede realizarse principalmente por hidrometalurgia para la obtención de cátodos, o por flotación para la obtención de concentrados, dentro de otros procesos con menor incidencia en la producción nacional.

Según el estudio de COCHILCO del 2013, denominado “Actualización de la información sobre el consumo de agua en la minería del cobre al año 2012”, el 74% de las aguas extraídas por la minería del cobre, se utilizan en el procesamiento de minerales por flotación. Este proceso modular, es acompañado por otros procesos como el chancado, la molienda, el espesamiento, la filtración, etcétera, dentro de la planta concentradora para obtener justamente concentrados. Debido al intensivo uso de agua de proceso que requiere la flotación, es que se han desarrollado tecnologías y procedimientos que permitan aumentar la eficiencia del uso de este recurso, y minimizar el consumo de agua fresca, alcanzando a nivel nacional, una tasa de recirculación en las plantas concentradoras de un 66% de aguas de proceso [COCHILCO, 2013].

Las faenas que tienen la opción de recircular las aguas desde los relaves y/o espesadores, son aquellas que logran el menor consumo de agua fresca. Aquellas que no recirculan una cantidad significativa de agua de proceso, son aquellas que deben acudir a métodos de

recirculación que aumentan tanto los costos operacionales, que deja de ser económicamente factible. Esto habitualmente ocurre cuando la planta se encuentra lejana y/o a mayor altura que los relaves y/o espesadores, lo que significa un alto costo energético para bombear agua ya utilizada, que probablemente se encuentre contaminada parcialmente, de vuelta a los procesos.

Por ejemplo, en Chuquicamata la recirculación de agua supera un 80% y a nivel de la corporación CODELCO, se recircula un 76% sobre una base de 681 millones de metros cúbicos utilizados en el año 2013 [El Mercurio, 2014]. Al parecer, estos esfuerzos adicionales para aumentar la eficiencia del uso de agua en las plantas procesadoras, no son suficientes para corresponder a la creciente demanda por el recurso hídrico; sobre todo por la pérdida de competitividad de las operaciones mineras en un panorama de crecientes costos de mano de obra, materiales y otros insumos. Por lo tanto, dada esta situación de disponibilidad limitada del recurso, el sector minero, que además debe competir con los otros sectores de las economías regionales, ha comenzado a generar nuevos mecanismos para enfrentar este desafío, como por ejemplo, el uso de nuevas fuentes de agua.

La distribución de extracciones por tipo de fuente a nivel nacional, se desglosa de la siguiente manera: 44% las de origen superficial, 42% las subterráneas, y 8% las provenientes del mar, cifra que se espera que aumente significativamente en el futuro [COCHILCO, 2013]. El resto de la extracción proviene de contratos con terceros o extracciones desde cuerpos de hielo. A pesar de que la legislación chilena actual no protege apropiadamente los glaciares, existe hoy en día una discusión legislativa, casi de consenso nacional, que pretende establecer penas civiles y corporativas para aquellos que trasgredan y utilicen estos cuerpos ecológicos como fuente de agua dulce para cualquier tipo de actividad industrial.

Por lo tanto, la fuente menos resguardada por las leyes ambientales, y que tiene aceptación por parte de la industria y la población en general, según experiencias nacionales e internacionales, es justamente el mar. Es decir, la solución más atractiva al panorama hídrico que enfrenta la industria minera, desde un punto de vista técnico y económico, es la extracción de agua de mar desde las costas del territorio nacional. He aquí el tema central de este trabajo de título, el cual tiene como objetivo evaluar técnica y económicamente el uso de agua de mar, en alguna planta de flotación modelo ubicada a una cierta distancia de la costa y a una altitud fija sobre el nivel del mar.

Entonces surgen las alternativas de usar esta agua directamente, o tratarla mediante algún proceso de purificación, como por ejemplo, la desalinización del agua mediante algún proceso físico. Según sea el caso, tendremos distintos efectos en todos los aspectos del procesamiento de minerales, pero en particular en la fase de flotación, en la cual se ha dicho, es más intensivo el uso del recurso. El principal resultado de la utilización del agua salada versus el agua desalada, es el cambio en la recuperación metalúrgica de ciertas especies de interés; y la magnitud de tal variación, dependerá de muchos factores dada la complejidad de la química asociada, pero en particular, de cuales sean las especies mineralógicas que se desean concentrar en la flotación.

Aunque se ahonda el tema en los capítulos pertinentes, se adelanta la conclusión de varias investigaciones actuales, las cuales postulan que la flotación con agua directa de mar, concentrada en electrolitos, no permite la flotación exitosa de la molibdenita dado que la deprime, y también disminuye levemente la recuperación de minerales cupríferos sulfurados, bajo parámetros operacionales normales en la fase *rougher*. Cabe destacar que la molibdenita es un mineral muy típico en los yacimientos del tipo pórfido cuprífero, que representan la mayoría de los depósitos naturales en el territorio chileno. Además es el sub-producto principal en términos cuantitativos, en la minería chilena del cobre, siendo incluso a veces, el fundamento de las inversiones en proyectos mineros.

A pesar de que el efecto mencionado anteriormente, no es el único que se produce al utilizar agua de mar directamente en flotación, es definitivamente el más importante debido al impacto que tiene una menor recuperación metalúrgica en los ingresos financieros. Al reducir la recuperación de especies de interés en la etapa *rougher*, se abren muchos escenarios posibles para no perder definitivamente el mineral en los relaves, sin asegurar resultados positivos, ya que esta fase de la flotación, determina en gran parte el éxito de la operación metalúrgica en su totalidad. Cualquier intento de remediar la situación, ya sea en procesos paralelos o consiguientes, aumentaría los costos operacionales y probablemente las inversiones en la planta.

Entonces es fundamental evaluar la otra opción, que es purificar el agua de mar. La salinidad no es por sí sola una limitante en flotación, es más, la flotabilidad de minerales hidrofóbicos por naturaleza, aumenta en soluciones concentradas de electrolitos [Klassen & Mokrousov, 1963]; pero la química del agua de mar es mucho más compleja que una solución concentrada en iones de NaCl [Castro, 2013]. Es justamente esta complejidad que induce varios

efectos, la que representa un problema no resuelto en el proceso de flotación con agua de mar, y que se profundiza en el capítulo de antecedentes. Por lo tanto, el tratamiento adecuado debiese ser aquél que logra obtener un producto de agua similar a la que se obtiene desde las fuentes naturales de agua dulce; las cuales traen agua con baja presencia de solutos y baja concentración de cloruro de sodio, sulfatos, carbonatos, iones de magnesio y calcio, etc.

Según lo anterior, es conveniente proponer un método de desalinización, que obtenga agua similar a la utilizada en las operaciones existentes, y que tenga aceptación por parte de la industria, a nivel local. Se sugiere entonces como alternativa al uso de agua de mar salada, el uso de agua desalinizada mediante el proceso de osmosis inversa, el cual se lleva a cabo sometiendo el fluido a altas presiones para su paso a través de membranas artificiales. Éste método que será abreviado en la sigla RO (*reverse osmosis*), ya tiene aplicación en varias faenas mineras en Chile, y es utilizado en varias escalas de producción, desde 10 [l/s] en el caso de Agua de mar para la minera Las Cenizas, división Taltal, hasta 525 [l/s] en el caso de la Planta desalinizadora Coloso, para la operación de Escondida en Antofagasta.

La desalinización por RO puede o no ser acompañada de una etapa de filtración, con tecnologías que se detallan en el capítulo de antecedentes, al igual que las configuraciones posibles y los componentes de una planta de este tipo. Es importante mencionar que la utilización del uso de agua de mar desalinizada, conlleva a una mayor inversión inicial de un proyecto, debido a la construcción y puesta en marcha de una planta de RO en este caso. Por supuesto que las inversiones a realizar en ambos casos de uso de agua de mar, son distintas en términos técnicos, pero es sugestivo evaluar la diferencia económica que ellas producen.

La inversión necesaria al usar agua de mar en vez de agua dulce, es mayor debido a la utilización de tuberías, revestimientos, equipos e instrumentos, capaces de resistir la extrema corrosión provocada por este recurso, a lo largo del sistema de captación-impulsión de agua y en la planta concentradora. Entonces los materiales utilizados para este fin cobran un rol importante en el cálculo de costos dependiendo de sus características, considerando además la mantención acelerada de equipos y la utilización de revestimientos en los sistemas de transporte de agua. Sin embargo, es importante destacar que en la evaluación comparativa entre ambas soluciones de agua de mar, como ambas son muy corrosivas, los costos asociados a estos ítems no generan gran diferencia económica entre una opción y otra, por lo que toman un rol secundario en este análisis.

Ahora bien, un aspecto importante a considerar en la evaluación descrita en este capítulo, es el transporte del agua desde la costa hasta la planta modelo, ubicada a distancias que representan una parte importante de las operaciones existentes en el sector cordillerano del norte chileno. Para este punto es esencial determinar la longitud de acarreo y la altura de impulsión, las cuales permiten realizar un cálculo del consumo energético y una cubicación básica de materiales, donde ambos ítems dependen del diámetro escogido de tuberías. Estos últimos son elementos que diferencian ambos casos de la evaluación del uso de agua de mar, por lo que se debe realizar un análisis básico para la determinación de un diámetro óptimo de la tubería.

Por lo tanto, el desglose de los capítulos de este trabajo de título, sigue la lógica de describir los aspectos más relevantes en ambas opciones del uso de agua de mar para realizar dicha evaluación. El efecto metalúrgico según el uso de ambos recursos, la desalinización por RO en el caso de agua desalinizada, el pre-tratamiento en el caso de agua salada, y el transporte del agua hasta la planta, son los límites de batería para realizar la apreciación de la solución más conveniente. Esta evaluación económica se descompone principalmente en los efectos sobre los ingresos económicos, en la inversión necesaria y los costos operacionales respectivamente.

Los costos operacionales que se analizan, son principalmente aquellos relacionados con el consumo energético. En el caso de la desalinización por RO, se adelanta que el costo principal es el reemplazo de los materiales filtrantes y la energía eléctrica consumida por las bombas. Este consumo energético depende totalmente - al igual que la inversión - de la capacidad de producción de la planta y la utilización de tecnologías asociadas a la eficiencia energética. Ahora bien, el tamaño de la planta viene dado por la cantidad de agua requerida por la planta concentradora; para calcular este ítem y otros, se exponen las características de la planta y el consumo unitario de agua en el capítulo de antecedentes.

Para finalizar esta introducción, volviendo al punto de la recuperación metalúrgica de las especies de interés según el tipo de agua utilizada en la flotación, ésta se establece a partir de resultados de pruebas *batch* de flotación realizadas en el laboratorio. Este procedimiento experimental tiene como objetivo respaldar la evaluación con información acabada. A modo de hipótesis, según la información recopilada y expuesta en los antecedentes, es probable que resulte más conveniente, desde un punto de vista económico, la utilización de agua de mar desalinizada mediante un proceso de osmosis inversa.

## 1.1 Problemática y Motivación

La problemática fundamental es la escasez inminente de recursos hídricos en la zona norte del país, donde se emplaza la mayoría de las operaciones mineras de gran envergadura. La escasez ha generado una notable alza en los costos operacionales e incertidumbre en la cartera de inversiones de la industria. La motivación de este trabajo de título consiste en analizar y evaluar el suministro de agua de mar, como fuente principal de una planta concentradora de minerales que utiliza el método de flotación para obtener concentrados de cobre y molibdeno.

El gran problema que aparece en esta solución es la decisión de utilizar directamente el agua de mar salada versus la desalinización de aquella. Según la revisión bibliográfica expuesta en los antecedentes, los problemas en la flotación que surgen con el uso de agua de mar, la cual posee un alto contenido iónico, sugieren considerar la desalinización del agua en muchas faenas mineras actuales [COCHILCO, 2013].

Esto se debe en parte a que la purificación del agua es una solución más adaptable a la mayoría de los minerales procesados en una faena minera. Lo anterior conlleva sin duda a mayores costos de inversión, debido a la edificación de una planta desalinizadora y el gasto operacional en el que ésta incurre. Sin embargo, no se puede concluir respecto a la conveniencia de un suministro sobre el otro sin contrastar el efecto metalúrgico que ambos producen. Ambos puntos anteriores dependen de la capacidad de producción de la planta modelo a considerar en la evaluación comparativa.

Es importante analizar la componente del transporte de agua hacia las plantas concentradoras, las cuales en general se encuentran en altura y a una gran distancia de la costa. Esto significa una fuerte inversión en un sistema de impulsión de fluidos, el cual debe considerar un desgaste diferencial y creciente en el tiempo, para la correcta evaluación de los costos operacionales que genera el transporte de ambos tipos de agua. Por último, es muy relevante sensibilizar la evaluación económica respecto al precio de insumos básicos como lo son el acero y la energía eléctrica.

## 1.2 Objetivos

### 1.2.1 *Objetivo General*

Realizar una evaluación técnico-económica a nivel conceptual y/o de pre-factibilidad, respecto al uso de agua de mar en una planta modelo que procesa minerales sulfurados de cobre y molibdeno. Para dicho objetivo se debe realizar una importante combinación de información obtenida a través de análisis de laboratorio, análisis ingenieril y una investigación de *benchmarking*.

### 1.2.2 *Objetivos Específicos*

- Realizar pruebas experimentales de flotación *batch* con ambos tipos de agua, para determinar la recuperación metalúrgica de las especies de interés, presentes en el mineral a tratar en la planta concentradora modelo. Además, determinar el consumo del reactivo estabilizador de pH en ambos casos, para agregar un componente diferencial a la evaluación económica planteada.
- Recolectar información con respecto al estado del arte del tratamiento de agua de mar para ambas soluciones planteadas. Recolectar información de costos y parámetros operacionales en ejemplos existentes en la industria o en estudios de proyectos mineros. Ambos ítems son necesarios para diferenciar la inversión y los costos operacionales de ambos casos de suministro.
- Realizar un análisis ingenieril para la elección de un diámetro óptimo de las tuberías del sistema de impulsión de agua en ambos casos. Calcular los costos de inversión y energéticos de esta unidad, dado el resultado del diámetro económico.
- Establecer la estructura de costos y beneficios que permita unir la información obtenida en los objetivos anteriores, y realizar la evaluación económica comparativa del suministro con ambos tipos de agua. Realizar análisis de sensibilidad para validar los resultados.

### 1.3 Alcances

El alcance de este trabajo de título es realizar un estudio comparativo de la utilización de agua de mar salada versus aquella desalinizada, en una planta modelo procesadora de minerales sulfurados. La evaluación económica de ambas soluciones al panorama hídrico propuestas, contiene información de precios y costos de insumos/materiales actualizada al año 2012/2013. Sin embargo, dadas las fluctuaciones comerciales que afectan estos precios y los parámetros comerciales adoptados para esta operación, se espera que la evaluación tenga un grado de error del orden de 30% (+/-), ya que además no incluye los costos indirectos de ninguna inversión.

El estudio realiza un análisis comparativo efectivo entre ambos tipos de agua para las condiciones entregadas en los capítulos posteriores. Estas condiciones son: el tipo de agua utilizada, el mineral procesado y los parámetros operacionales adoptados para llevar a cabo las pruebas experimentales de flotación. El objetivo es recrear una operación metalúrgica típica de un mineral de roca primaria, para adoptar los parámetros típicos como la ley de los concentrados, los costos de ventas y administración, la humedad del concentrado, etc.

Con respecto a los puntos del tratamiento de agua y la impulsión de ésta, la comparación del CAPEX y el OPEX (*capital expenditures* y *operating expense*), es más precisa dada la cantidad de variables en juego y la exactitud que se tiene respecto a los precios, gracias a la investigación de *benchmarking*. Ahora bien, el nivel de detalle en estos puntos mencionados es de pre-factibilidad de un proyecto, donde se sugiere un margen de 20% para contingencias.

Este estudio se constituye como una herramienta comparativa entre ambas soluciones al problema de escasez hídrica para las operaciones y proyectos mineros. La reproducibilidad de la información entregada por la experiencia de laboratorio se limita a minerales sulfurados que contienen las especies en cuestión, y el análisis del consumo energético para el transporte se atiene a las distancias estipuladas y al tipo de agua a transportar, la cual se asemeja a la utilizada en las pruebas de flotación.

## 2 Antecedentes

### 2.1 Flotación con agua de mar

Como antecedente al trabajo experimental de laboratorio se tiene el trabajo investigativo realizado por el autor Sergio Castro, académico de la Universidad de Concepción y experto en flotación de minerales sulfurados. Su trabajo en los últimos años se ha dirigido hacia la inclusión de agua de mar y sus efectos en los factores que inciden en la flotación. Respecto a la utilización de dos espumantes comerciales típicos en la industria - como lo son el DF-250 y el MIBC - en soluciones concentradas de NaCl y en agua de mar, Castro, Toledo y Laskowski concluyen que estos espumantes aumentan su capacidad de espumación en comparación al agua potable. Estos resultados están en concordancia con la medición del tamaño de burbujas que demuestran que la coalescencia es inhibida en estas soluciones cargadas de electrolitos [Castro et al., 2013a].

Otro resultado importante de aquel trabajo es el efecto de estos espumantes en la tensión superficial de las soluciones acuosas variando la fuerza iónica. La presencia de NaCl en las soluciones acuosas aumenta la tensión superficial hasta concentraciones de 120 [ppm] para el caso del espumante MIBC. En cambio, este efecto sólo se observa en rangos hasta 1,2 [ppm] para el espumante DF-250, lo que indica por sí solo mayor actividad superficial del poliglicol en comparación al MIBC. La medición de la espumabilidad realizada para estos espumantes cambiando la concentración de NaCl confirma estas conclusiones. El índice de espumabilidad dinámico (DFI), resultó crecer con la concentración del electrolito en cuestión, aumento que resultó más pronunciado para el DF-250 que para el MIBC.

A pesar de todo esto, los resultados de las mediciones del tamaño de burbujas indican que éste mismo es ligeramente más pequeño cuando se utiliza MIBC, que cuando se utiliza el poliglicol. Además, el valor de la concentración crítica de coalescencia (CCC), es menor en agua destilada para el DF-250 que para el MIBC (11 [ppm] y 9 [ppm] respectivamente). Cuando se analizó el tamaño de burbujas en una solución acuosa de NaCl y con espumante MIBC, resultó que a mayor concentración del electrolito, menor tamaño de burbujas según el diámetro promedio de Sauter [Castro et al., 2013a].

El segundo trabajo presentado como antecedente, tiene como objetivo principal analizar el efecto de estos mismos espumantes - y otros - utilizando agua de mar en el sistema de 2 y 3 fases (agua, aire y sólidos). Como resultado general se obtuvo que todos los espumantes analizados tienen mejor espumabilidad en el sistema de 2 fases con agua de mar, lo que se ve reflejado en la altura de espuma, a excepción del aceite de pino el cual exhibió casi nula capacidad de espumación en agua fresca y agua de mar. Ahora bien, en el sistema de tres fases el aceite de pino se posicionó como un buen agente espumante en ambos tipos de agua, incluso superando a todos los otros espumantes en la mezcla X-133/Aceite de pino [Castro et al., 2013b].

Resultó también, que los poliglicoles DF-1012 y DF-250, son fuertes agentes espumantes en agua fresca pero no en agua de mar para el caso del sistema trifásico. El comportamiento del espumante MIBC en la concentración de 10 [gr/ton], es el mismo en ambos tipos de agua para el sistema de tres fases, exhibiendo una capa de 2,5 [cm] de ancho promedio en el primer minuto de flotación [Castro et al., 2013b]. Estas pruebas fueron realizadas con un mineral que contiene las mismas especies de interés al aquel utilizado en las pruebas de flotación de este trabajo de título, pero con menores leyes de Cu y Mo.

Castro y Laskowski concluyeron que la profundidad de espuma es muy sensible al pH en agua fresca, alcanzando su máximo para todos los espumantes en pH 10,0-10,5. Ésta misma es menos sensible al pH en agua de mar para todos los espumantes mencionados, y para el caso particular del MIBC, la altura de espuma es completamente insensible al pH en el sistema trifásico. Además, se obtuvo menor cantidad de agua en los concentrados cuando se utilizó agua de mar, lo que está en concordancia con la menor capa de espuma alcanzada. Esto también sugiere que la capa líquida que rodea a las burbujas disminuye en presencia de los electrolitos inorgánicos que conforman el agua de mar, ya que usualmente la recuperación de agua aumenta cuando el tamaño de burbujas disminuye, lo que efectivamente ocurre en presencia de agua de mar dada su capacidad de prevenir la coalescencia de burbujas [Castro et al., 2013b].

Por último, el tercer trabajo utilizado como antecedente teórico denominado “*Challenges in Flotation of Cu-Mo Sulfide Ores in Sea Water*”, relata que el efecto del NaCl y otros electrolitos mejoran la flotabilidad de minerales naturalmente hidrofóbicos. Por lo tanto, la salinidad por sí sola no es un problema para la flotación. Ahora bien, la química del agua de mar es mucho más compleja que la de una simple solución de sodio y cloro. Los dos factores

químicos principales que pueden afectar al proceso de flotación son: (a) el efecto *buffer* que produce un incremento considerado en el consumo de cal; y (b) la precipitación de iones secundarios. Los iones disociados del ácido carbónico y bórico, son responsables del primer efecto; y los iones de magnesio, calcio, sulfatos y bicarbonatos, son responsables de la precipitación paralela de hidróxidos coloidales.

Lograr una alta recuperación de cobre y molibdeno parece entonces muy difícil, dado que la molibdenita se deprime en agua de mar a valores de pH normales en una etapa *rougher* (10,0 - 10,5), según el efecto de precipitación secundaria de coloides los cuales se depositan en la superficie de los minerales naturalmente hidrofóbicos. La pirita no puede ser deprimida si se quiere disminuir el pH de la operación a valores menores que 9,5, ya que el principal agente que realiza esta tarea es la cal, la cual aumenta el pH de la celda rápidamente. Si no se puede deprimir la pirita entonces es difícil lograr un concentrado que tenga un 28-30% de Cu. Además, el uso de cal para aumentar el pH del agua de mar, crece exponencialmente debido al efecto *buffer* que causan los iones disociados provenientes del ácido bórico y carbónico [Castro, 2013].

Consecuentemente, las conclusiones de este trabajo son los desafíos de la flotación de minerales sulfurados de Cu y Mo con agua de mar: lograr una alta recuperación metalúrgica de cobre y molibdeno; lograr deprimir la pirita en el rango de pH menor o igual a 9,5; desarrollar y aplicar nuevos depresantes de pirita para circuitos de limpieza capaces de operar a menor pH y en agua de mar; reducir el consumo excesivo de cal a rangos aceptables como 0,7-1,0 [kg/ton]; y por supuesto obtener un concentrado de alto contenido de Cu (28-30%) para minerales con alto contenido de pirita (< 3% Py).

## **2.2 Ritmo de producción, consumo de agua y precio de la electricidad**

El consumo de agua unitario para la faena modelo a evaluar según el tipo de agua utilizada, se obtiene desde el estudio realizado por COCHILCO mencionado en la introducción. En aquél informe se exhiben los resultados de una encuesta realizada a las principales faenas mineras de la industria del cobre respecto a la utilización del recurso hídrico. El consumo unitario de estas faenas separadas en quintiles con respecto a la producción total realizada, se exhibe en la Figura 1 [COCHILCO, 2013].

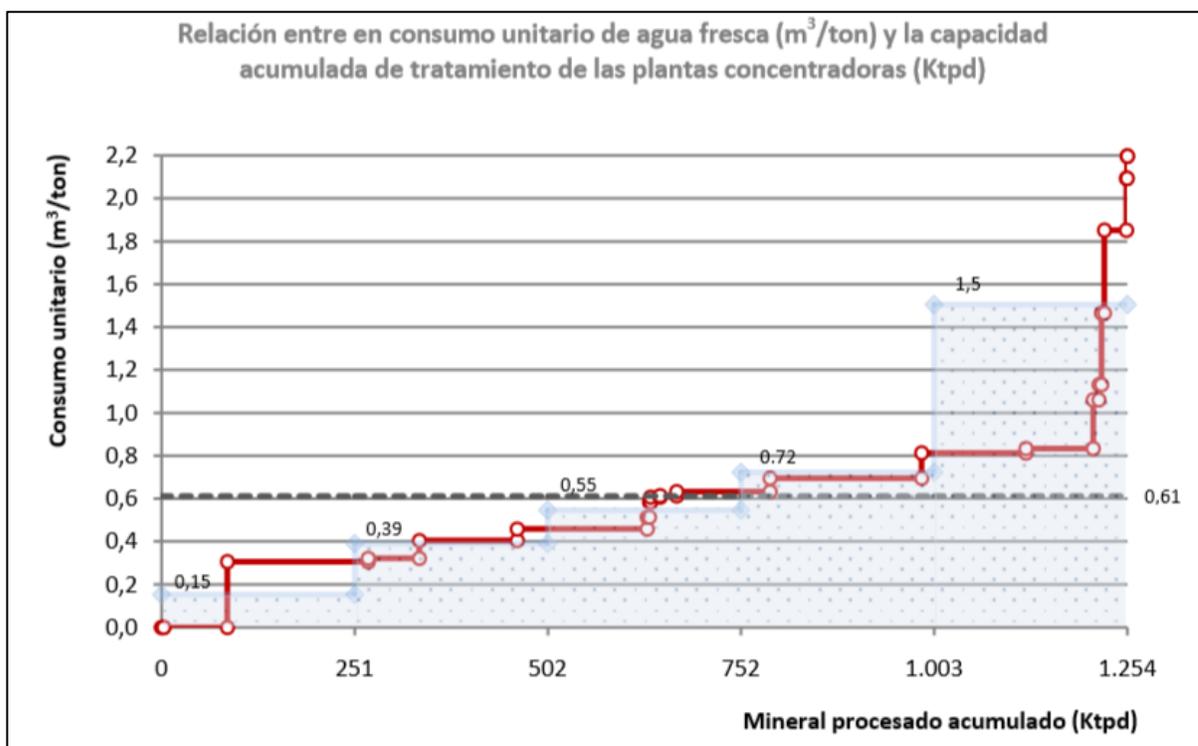


Figura 1: Consumo unitario de agua fresca vs capacidad acumulada de tratamiento

En la Figura 1 cada quintil es representado por los escalones del área punteada, cuya altura corresponde al promedio del consumo unitario de agua fresca de ese quintil. La línea representa a todas las operaciones encuestadas (puntos blancos), y la distancia horizontal entre ellos expresa el nivel de tratamiento de mineral o tamaño de la faena. Así, mientras mayor sea la distancia entre los puntos, mayor será el nivel de mineral procesado. En el segundo, tercer y cuarto quintil se encuentra el grueso de las operaciones con un promedio de consumo unitario que va desde los  $0,39 [m^3/ton]$  a los  $0,72 [m^3/ton]$ .

La operación minera que se emula en esta evaluación económica tiene un ritmo de procesamiento igual a  $100 [ktpd]$ , cifra que representa una operación de gran envergadura y permite adoptar un alto nivel de eficiencia del recurso hídrico. Expuesta esta información, el consumo unitario a utilizar en este estudio es igual a  $0,5 [m^3/ton]$ . Es evidente que esta eficiencia en el uso de agua fresca depende de cada planta y sus características, pero utilizar este valor intermedio es un acercamiento aceptable dados los resultados expuestos en la Figura 1. Además se debe considerar que la tasa de recirculación de agua promedio en las plantas concentradoras del país es igual a  $66\%$  [COCHILCO, 2013].

Con el tamaño de la operación minera se procede a estimar un factor muy relevante para la evaluación económica a realizar: el costo de la energía eléctrica que percibiría esta faena. La ubicación de la operación se sitúa en la II región de Antofagasta, zona definida por ser aquella con la mayor cantidad de operaciones y proyectos mineros de envergadura. Por lo tanto, la alimentación de energía eléctrica está dada por el centro de despacho económico de carga del sistema interconectado del norte grande de Chile (CDEC-SING).

Según datos confidenciales de esta organización sin fines de lucro, el precio que perciben los clientes mineros depende fundamentalmente del tamaño de las operaciones y de la relación comercial con los suministradores de energía eléctrica, como lo son AES-Gener, CELTA, E-CL, GasAtacama, entre otros. Según los reportes mensuales de la comisión nacional de energía (CNE), el precio medio de mercado para el último trimestre del año 2013, fluctúa en torno a 49 - 56 [US\$/kWh] para la línea cruce del SING, donde el 10% del valor corresponde al costo de la potencia instalada y el 5% a costos extras.

Por lo tanto, considerando el tamaño de la operación y haciendo una estimación imprecisa por la falta de información de detalle, se fija el costo de la energía eléctrica en un valor igual a 95 [US\$/MWh]. Esta cifra no representa la totalidad de las operaciones mineras en la región, pero se acerca al precio percibido por una gran compañía que trata aproximadamente 100 [ktpd] en la planta concentradora (dato confidencial). La imprecisión en la valoración de esta cifra no tiene grandes repercusiones, ya que uno de los objetivos específicos de la evaluación es sensibilizar la comparación con respecto al precio de la energía eléctrica.

## **2.3 Modelos teóricos de flotación**

A continuación se presenta el marco teórico utilizado para analizar la cinética de flotación *batch* de las especies de interés en el mineral flotado. Ambos modelos son extraídos desde el apunte del curso llamado “Ingeniería del Procesamiento de Minerales” [Casali y Kracht, 2011].

### **2.3.1 Modelo de cinética de primer orden**

$$R(t) = R_{\infty} (1 - \exp(-k t))$$

Este modelo propuesto por los autores García y Zuñiga contiene los siguientes elementos:

- $R(t)$ : Recuperación acumulada de especie de interés en tiempo  $t$  [%]
- $R_{\infty}$ : Recuperación a tiempo infinito [%]
- $k$  : constante cinética de flotación de primer orden [1/min]
- $t$  : tiempo de flotación [min]

Cabe señalar que la recuperación a tiempo infinito es la máxima recuperación obtenible de la especie o elemento de interés, para las condiciones de flotación dadas. Esta ecuación se puede utilizar para determinar los parámetros cinéticos de cada especie presente en el mineral.

### **2.3.2 Modelo de Klimpel**

$$R(t) = R_{\infty} \left[ 1 - \left( \frac{1}{k t} \right) (1 - \exp(-k t)) \right]$$

Este modelo considera infinitas fracciones flotables, todas de igual magnitud y cada una con su propia constante cinética. Este modelo es muy usado ya que ajusta bien los datos experimentales en la parte final de la curva. La constante cinética de Klimpel no puede ser determinada gráficamente, a diferencia de la aquella del modelo de García-Zuñiga. Los elementos del modelo son exactamente los mismos del modelo anterior a excepción de la constante cinética ( $k$ ), la cual se denomina constante cinética de Klimpel.

## **2.4 Altura de impulsión de agua**

El cálculo de la potencia necesaria de una bomba para trasladar un fluido es función principalmente de la altura de impulsión, la cual se define como la sumatoria de las pérdidas de carga por fricción, por singularidades y por desnivel geométrico:

$$H = H_f + H_s + H_G$$

En el caso del transporte del agua desde la costa hasta la planta concentradora, el desnivel geométrico está dado por la diferencia de cota entre un punto de bombeo y otro. Las singularidades son pérdidas de presión puntuales causadas por elementos como válvulas, aberturas, ensanchamientos y codos. La pérdida de carga por fricción es aquella que se genera gracias al roce entre el fluido y la tubería, y es proporcional a la longitud de ésta última:

$$H_f = f \frac{L v^2}{2 d g}$$

La anterior es la ecuación de Darcy-Weisbach en la cual los elementos son los siguientes:

- $f$ : Factor de fricción de Darcy (adimensional)
- $L$ : Largo de la tubería [m]
- $d$ : Diámetro interno de la tubería [m]
- $g$ : Aceleración de gravedad [m/s<sup>2</sup>]
- $v$ : Velocidad de escurrimiento del fluido [m/s]

El factor de fricción de Darcy se calcula con la ecuación de Colebrook-White mediante métodos numéricos o iterativos. El campo de aplicación de esta fórmula se encuentra en la zona de transición de flujo laminar a turbulento y en la zona de flujo turbulento. Este régimen se determina según el número de Reynolds el cual también determina el factor de fricción de Darcy:

$$\left( \frac{1}{\sqrt{f}} \right) = -2 \log \left( \frac{\varepsilon}{3.71 d} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f}} \right)$$

- $\varepsilon$ : Rugosidad de la tubería [mm]
- $d$ : Diámetro interno de la tubería [mm]
- $Re$ : Número de Reynolds (adimensional)

$$Re = \frac{d * v * \rho_f}{\mu}$$

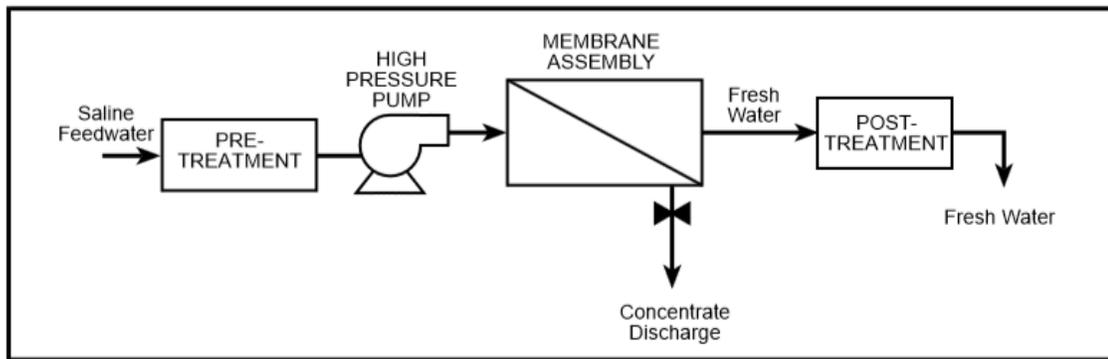
- $v$ : Velocidad media del flujo [m/s]
- $d$ : Diámetro del ducto [m]
- $\rho_f$ : Densidad del fluido [ton/m<sup>3</sup>]
- $\mu$ : Viscosidad dinámica del fluido [kg\*m<sup>-1</sup>\*s<sup>-1</sup>]

Cuando el número de Reynolds es menor a 2.000, entonces el flujo es laminar; entre 2.000 y 4.000, se dice que es un flujo de transición (inestable); y cuando es mayor a 4000, entonces es un flujo turbulento. Cuando no es flujo turbulento el factor de fricción de Darcy se calcula según otras relaciones no relevantes para este estudio.

## 2.5 Desalinización por osmosis inversa

La desalinización de agua de mar por osmosis inversa es un proceso de separación de fluidos a través de membranas a alta presión, donde el producto resulta con baja concentración de solutos y el rechazo con alta concentración de sales. Esta tecnología es la más utilizada en el mundo para desalinizar agua de mar con distintos objetivos de distribución [Greenlee et al., 2009]. Además, tiene un costo menor al de otros procesos implementados para esta solución gracias al desarrollo de esta tecnología en la última década [Dore, 2004]. Los factores determinantes del costo unitario de desalación son: el nivel de salinidad del agua de mar alimentada, el precio de la energía eléctrica percibido por la operación y el tamaño de la planta en términos de capacidad de producción [Winter Pannell & McCann, 2001].

Este tipo de plantas desalinizadoras son diseñadas según el requerimiento de agua por parte del cliente y presentan el efecto de economías de escala. Es decir que a mayor generación de agua producto, menor costo unitario de tratamiento. Según el catastro confeccionado y presentado por Dore en “*Forecasting the economic costs of desalination technology*”, la energía requerida por el proceso puede representar entre un 50-70% de los costos operacionales de la planta desalinizadora. Cuando se utiliza un mecanismo de recuperación de energía - ya sean intercambiadores, turbinas o bombas - el consumo energético total de la planta puede disminuir hasta en un 40% [Amy, 2007]. Un esquema conceptual de una planta desalinizadora básica por osmosis inversa se exhibe en la Figura 2.



**Figura 2: Esquema conceptual de una planta desalinizadora por osmosis inversa**

En este tipo de proceso no se requiere calentamiento del agua y no existen cambios de fase para la separación, lo que constituye un proceso continuo que admite control automático de la planta. La cantidad de salmuera que se descarga como desecho varía entre un 20-70% del flujo alimentado dependiendo del nivel de salinidad del agua [Buros, 2001]. La toma de agua de mar debe estar sumergida para obtener agua de mejor calidad; la profundidad mínima necesaria es de 10 - 15 [m] [Wilf, 2007]. Buros propone dos clases de pre-tratamiento ideales para aumentar la vida útil de las membranas que llevan a cabo el proceso principal a alta presión: la ultra filtración (UF) y la nano filtración (NF). Ambos son procesos filtrantes que tienen como objetivo prevenir acumulaciones orgánicas que reduzcan la eficiencia del proceso y ablandar el agua quitándole iones divalentes como el  $\text{Ca}^{+2}$  y el  $\text{Mg}^{+2}$ .

Los principales factores que afectan el rendimiento de las membranas en este proceso son los siguientes: polarización de la concentración, ensuciamiento (*fouling and scaling*), limpieza química, la salinidad del agua alimentada y la temperatura de ésta [Kim et al., 2008]. La polarización de las membranas se atribuye a la adsorción de solutos y la formación de una capa de gel en su superficie. Esto aumenta la presión osmótica sobre la membrana y disminuye el flujo permeado, reduciendo la vida útil de las membranas y la eficiencia del proceso. El ensuciamiento y escalamiento causan una reducción del flujo permeado bajo condiciones operativas constantes, esto indica que la restauración del flujo original es prácticamente nula, por lo que se debe reemplazar las membranas por unas nuevas.

El ensuciamiento se debe principalmente por materia orgánica natural, precipitación de coloides y crecimiento bacteriano (*bio-fouling*). El escalamiento es causado por la precipitación de sales sobre las membranas tales como: carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ), sulfato de calcio

(CaSO<sub>4</sub>), sílice (SiO<sub>2</sub>) e hidróxido de hierro (Fe(OH)<sub>3</sub>). La utilización de agentes químicos para la limpieza de las membranas es inevitable debido a los problemas mencionados anteriormente. Para la remoción de materia orgánica se utiliza NaOH, para los coloides se utilizan detergentes, para el *bio-fouling* se utiliza cloro (Cl<sub>2</sub>), para las sales inorgánicas se utiliza ácido cítrico o H<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>, y para otros agentes escalantes como el CaSO<sub>4</sub>, se utiliza tetra-acetato de etilendiamina (EDTA). Se pueden limpiar las membranas en el lugar operativo (CIP) o fuera de línea.

La calidad y temperatura del agua son inherentes al lugar de operación de la planta desalinizadora. La calidad se puede medir según los siguientes indicadores: la densidad de sedimentos (SDI), la turbidez y la cantidad de sólidos suspendidos (SS). La cantidad de sal que atraviesa las membranas es susceptible a las variaciones de temperatura del agua alimentada al proceso. A mayor temperatura, mayor cantidad de sal en el producto debido al incremento termodinámico de la presión osmótica de la sal, lo que resulta en el aumento de la presión de alimentación y de los costos operacionales para mantener la calidad del agua producto. Las membranas pueden ser fabricadas en varias configuraciones respecto a la alimentación y flujo del agua, aunque las dos más exitosas en términos comerciales, son diseñadas en fibras huecas (*hollow fiber*) y enrolladas en espiral (*spiral-wound*).

Volviendo al tópico de los recuperadores de energía, que hoy son esenciales para reducir los costos energéticos de las plantas desalinizadoras, existen típicamente tres tipos de artefactos para recuperar energía desde el flujo de descarga (salmueras) [Kim et al., 2008]:

- Turbina de rueda Pelton (PWT): el principio de este sistema es transferir el flujo desde una cámara a otra haciendo rotar la turbina. La eficiencia de este sistema se sitúa entre 40 - 60%.
- Intercambiador de presión (PX): este sistema utiliza el desplazamiento positivo del flujo de descarga para transferir la presión al flujo entrante. La eficiencia se sitúa entre 90 - 95%.
- Turbocompresor hidráulico (HTC): este sistema captura la energía del flujo rechazado con una turbina conectada al *impeller* de una bomba que rota en el flujo de alimentación. La eficiencia de este aparato se sitúa entre 50 - 65%.

Entre los dispositivos recuperadores de energía actuales, el que tiene mayor costo y un diseño más elegante y variado, es obviamente el intercambiador de presión debido a su alto rendimiento y estabilidad dinámica. Buros estimó que para las plantas que disponen de estos mecanismos el consumo energético debe estar entre 3 – 4 [kWh/m<sup>3</sup>]. Además, Dore en el año 2004 estimó el costo unitario de tratamiento para este tipo de plantas, situándolo entre 0,25 – 0,75 [US\$/m<sup>3</sup>] dependiendo del nivel de producción y el territorio político-comercial de operación.

A pesar de que se ha invertido gran cantidad de dinero en energías renovables en todo el mundo, las plantas nuevas abastecidas por este tipo de fuentes todavía provocan una inversión altísima en comparación a las abastecidas por energías convencionales [Kim, 2008]. El mismo autor sugiere en su revisión que los esfuerzos por invertir en estas tecnologías limpias deben continuar, y que se debe investigar profundamente sobre la cogeneración de energías renovables en la plantas desalinizadoras por osmosis inversa. Mientras que el costo de la energía eléctrica no aumente exageradamente y el mercado de las tecnologías de energías renovables no crezca, las plantas desalinizadoras seguirán siendo abastecidas por métodos de generación convencionales [Buros, 2001].

El post-tratamiento consiste básicamente en neutralizar y estabilizar el agua mediante la adición de agentes químicos, los cuales remueven los gases como el ácido sulfhídrico, ajustan el pH, desinfectan el agua y la remineralizan según el objetivo de la posterior distribución. Para todo esto se utiliza cal, dióxido de carbono, radiación UV, iones yoduro y bromuro (DBPs), etc. También se realiza la eliminación de boro utilizando resinas selectivas (BSR).

Por último, las salmueras descartadas pueden ser un problema ambiental importante, sobre todo para plantas que se encuentran lejanas a la costa. Para aquellas que están en la costa el flujo de descarte se depone en el mar dado que el constituyente principal de la salmuera es la sal. Este flujo puede o no contener químicos añadidos al proceso y co-productos debido a la corrosión de las membranas y tuberías, los cuales deben ser cuantificados en el flujo efluente para la aprobación ambiental de la operación. Las salmueras pueden además afectar el ecosistema marítimo según la diferencia de densidad de aguas que restringen la mezcla natural, por lo que estos flujos deben ser modelados para prevenir efectos ambientales en la zona de operación.

### 3 Desarrollo experimental

#### 3.1 Mineral y agua de mar

El mineral sulfurado a procesar en las pruebas de laboratorio contiene las especies típicas de una roca primaria en un yacimiento del tipo pórfido cuprífero: Calcopirita ( $\text{CuFeSe}_2$ ), Molibdenita ( $\text{MoS}_2$ ), Pirita ( $\text{FeS}_2$ ), algún mineral de arsénico con baja presencia y ganga. Esta lista se infiere desde el reporte de las leyes entregado por la compañía minera proveedora del mineral. Éste último pertenece 100% a roca primaria y tiene una ley informada de cobre igual a 1,17%, 0,218% de molibdeno, 2,8% de fierro y una ley de arsénico igual a 0,002%. Estas leyes informadas por la compañía fueron re-analizadas por un laboratorio externo a sus afiliados para trabajar con leyes más precisas. El laboratorio Metalquim analizó el mineral mediante adsorción de electrones y los resultados fueron los siguientes: 1,14% de Cu, 0,204% de Mo, 3,51% de Fe y 2,45% de S.

Con estos análisis por especies es imposible determinar la cantidad de pirita presente en este mineral, por lo que sólo se puede suponer que ésta se encuentra en un rango normal de presencia en la roca de mena primaria (1-2% Py). Ahora bien, el mineral se encuentra en muestras de 1 [kg] aproximadamente y está chancado 100% bajo la malla #6 de la norma ASTM, la cual tiene una luz de 3,35 [mm]. Además, se cuenta con información previa de la cinética de molienda del mineral en cuestión, obtenida desde pruebas con el molino de barras del laboratorio de conminución del departamento de ingeniería de minas de la Universidad de Chile. El tiempo de molienda necesario para obtener un  $P_{80} = 200$  [ $\mu\text{m}$ ] (ideal para la flotación), es igual a 536 [s] u 8,9 [min].

El agua de mar a utilizar fue provista por la Universidad Católica del Norte en colaboración con el centro de investigación tecnológica del agua en el desierto (CEITZASA). Las muestras fueron entregadas en bidones sellados de 10 y 20 litros, catalogados con las siguientes nomenclaturas: muestra de agua de mar y muestra de agua permeada. Respecto a su salinidad sólo podemos inferir un valor característico de las costas en el norte de Chile, valor correspondiente al trópico de capricornio en el océano pacífico cerca de la costa (35%) [Osorio y Alvarez, 2006].

Con respecto al agua permeada, el único dato disponible es la conductividad del fluido la cual se encuentra en el rango de 300 – 500 [ $\mu\text{S}/\text{cm}$ ]. El pH de ambos tipos de agua fue medido al momento de recibirlas en el laboratorio y estos son sus valores: pH de agua de mar igual a 7,71 y pH de agua permeada igual a 6,2. El agua de mar salada fue extraída directamente de la toma de agua de mar, y el agua de mar permeada fue sometida a un proceso de desalinización por osmosis inversa en una planta piloto utilizada para la investigación.

La flotación experimental *batch* tiene como objetivo comparar el rendimiento metalúrgico de ambos tipos de agua. Dada la naturaleza del agua provista para la realización de estas pruebas, es importante realizar pruebas con puntos intermedios entre ambos casos extremos. Se confecciona una batería de experimentos en la cual se incluyen pruebas con mezclas de ambos tipos de agua. En la metodología se describe mejor este punto que ayuda a visualizar resultados y concluir de mejor manera respecto al uso de agua de mar en la flotación *rougher*.

### 3.2 Metodología

Para tener una buena base de resultados que soporte las conclusiones que se utilizan en la evaluación económica comparativa, se articula la siguiente batería de ensayos:

- Pruebas 1 y 2 con agua potable (caso base).
- Pruebas 3 y 4 con agua permeada (desalinizada por RO).
- Pruebas 5 y 6 con agua de mar (filtrada de sólidos).
- Pruebas 7 y 8 con mezcla 50/50% de agua de mar/agua permeada.
- Prueba 9 con mezcla 25/75% agua de mar/agua permeada.
- Prueba 10 con mezcla 75/25% agua de mar/agua permeada.

En total son 10 pruebas de flotación a las cuales se les asigna los siguientes tiempos de muestreo: 1, 2, 4, 8, 12, 24 minutos y el relave. Por lo tanto se tienen 70 muestras finales para su posterior preparación y análisis químico. Con los resultados de este conjunto de experimentos se construyen las curvas cinéticas de flotación, se compara la recuperación metalúrgica de Cu y Mo con cada tipo de agua y se mide el consumo del reactivo estabilizador de pH (cal), todo acorde a los objetivos específicos de este capítulo. Los parámetros de las pruebas experimentales que simulan la etapa *rougher* de la planta concentradora se detallan en la tabla 3:

Tabla 1: Dosis de reactivos y parámetros operacionales de las pruebas de flotación

Xantato	MIBC	Diesel	pH	Cp	Flujo Aire	Vel. Impeller
25 [gr/t]	25 [ml/t]	8 [gr/t]	10,0	36,6%	7 [l/min]	1500 [rpm]

Es importante destacar que las celdas utilizadas para este trabajo experimental son de marca Denver con capacidad de 2,0 [lt]. Éstas cuentan con un sistema de aire forzado opcional y la capacidad rotativa del *impeller* alcanza los 3.300 [rpm]. En la Figura 3 se observa la estructura de la celda utilizada para las pruebas de flotación.



Figura 3: Celda Denver utilizada en las pruebas experimentales

A continuación, se listan los pasos metodológicos para llevar a cabo las experiencias:

1. Se pesa una bolsa/muestra de mineral.
2. Se realiza la molienda de la muestra durante 9 minutos según los resultados del estudio de la cinética de molienda.

- a. Se vacía la muestra en el molino de barras.
- b. Se introducen las barras, el diésel y el agua.
- c. Se cierra el molino y se comienza la molienda.

Es importante destacar que el diésel que se adiciona en la fase de molienda es un agente de flotación para la molibdenita, que mejora su hidrofobicidad y disminuye la densidad del agregado partícula-burbuja. El diésel se agrega en la dosis de 8 [gr/t] y es del tipo A-1, el cual tiene uso comercial (se encuentra en cualquier estación gasolinera). Éste posee una densidad de 0,85 [kg/l] a la temperatura de 15 [°C], entonces la dosificación en la micropipeta es de 9,41 [μl/kg], y este valor se aproxima a 9,5 [μl/kg] según la precisión del instrumento utilizado que es igual a 0,5 [μl/kg].

El agua que se adiciona en la fase de molienda tiene como objetivo fijar la cantidad de sólidos (Cp) en un 70% dentro del molino; como es aproximadamente 1 [kg] de mineral entonces se adicionan 429 [ml] de agua. En este mismo paso para el caso de flotación con mezcla de aguas, se prepara el agua según la proporción indicada por la prueba.

3. Se pesa la bolsa contenedora una vez vaciado el mineral y se registra.
4. Se realiza la limpieza del molino y deposición del mineral en la celda de flotación.
  - a. Se sitúa la celda de flotación en la cavidad del módulo de limpieza.
  - b. Se utiliza una piseta de 1 litro con agua preparada según sea el caso.
  - c. Se lava el plástico sellador del molino primero, luego las barras que están bañadas en mineral, luego la rejilla contenedora, el interior del molino y por último los bordes del lavadero.

La piseta se llena de 1 litro de agua y se pueden adicionar 300 [ml] a ella durante la limpieza o al final de la limpieza en la celda, esto es para asegurar el nivel de la pulpa en estado de agitación y no incurrir en pérdidas de material. Con esta cantidad de agua el Cp de la celda es aproximadamente 37%; es importante mantener la zona de lavado y todos los utensilios limpios para no contaminar la muestra a flotar, incluyendo la celda, rejilla, etc.

5. Se prepara el agua de reposición.
  - a. Se llena otra celda con 2 [lt] de agua preparada según la prueba.
  - b. Se estabiliza el pH de la celda al de operación estándar (10,0).
  - c. Se agita con una baja frecuencia (400 [rpm]) y se adiciona la misma cantidad de espumante que debe tener la celda de flotación con pulpa.
  - d. Se deja agitando la mezcla unos minutos y luego se deposita el agua en 2 pisetas de 1 litro cada una, para proveer de agua de reposición a la celda.
6. Se comienza a agitar la pulpa a 900 [rpm] y se adiciona cal para estabilizar el pH.
7. Se mezcla el colector con el espumante más un poco de agua de reposición en un vaso precipitado previo a su adición a la pulpa.
8. Se adicionan los reactivos y se abre la válvula de aire con la mínima presión posible para comenzar el tiempo de acondicionamiento. Este tiempo es de 3 [min] para todas las pruebas y la velocidad de agitación es de 900 [rpm].
9. Se abre la válvula de aire a la inyección de 7 [l/min], se aumenta la velocidad del *impeller* a 1500 [rpm], y comienza el tiempo de flotación con el primer paleteo de la capa de burbujas hacia la primera bandeja de concentrados.

Se realizan 9 o 10 paletesos cada 15 segundos durante los 24 minutos que dura la flotación, para simular la descarga por rebalse de las celdas de flotación a nivel industrial. Como se desea muestrear distintos tiempos de flotación, se cambia la bandeja de concentrado al cabo de cada tiempo de muestreo según la metodología. La velocidad de rotación se fija en 1500 [rpm], una velocidad relativamente elevada según las pruebas tradicionales, pero necesaria para evitar borbotones en la pulpa (según flujo de aire).

10. Se debe continuar con el paleteo y cambio de bandejas según los tiempos de flotación a analizar. Al mismo tiempo del paleteo se agrega agua de reposición por

los bordes de la celda y en el mástil del agitador, para no segregar las partículas que quedan atascadas en esos lugares y para reponer espumante a la pulpa.

11. Se debe pesar, marcar y registrar tantas hojas de papel *kraft* como tiempos de flotación haya en la prueba experimental, considerando 2 láminas para el relave.
12. Luego se filtran los concentrados que se encuentran en las bandejas sobre los papeles preparados anteriormente, mediante el sistema de filtración del laboratorio el cual se puede observar en la Figura 6.
13. Una vez filtrados los concentrados pasan a la fase de secado en estufas a 100 [°C], aproximadamente por 15 o más horas.
14. Cuando los concentrados se encuentran totalmente secos, se pesan todas las muestras de la prueba y se registran. Estos datos sirven para calcular las pérdidas de material en el proceso y la recuperación de las especies de interés.
15. Se pulverizan y preparan las muestras para tener todo el material bajo la malla #140 de la norma ASTM, tamaño requerido por el laboratorio externo para llevar a cabo el análisis químico por adsorción de electrones.
16. Se preparan las bolsas con la nomenclatura de cada muestra incluyendo el número de prueba y el tiempo de flotación al cual pertenece. Posteriormente se almacenan.

Es necesario estipular en este apartado la metodología que utiliza el laboratorio externo (Metalquim) para realizar el análisis químico de las muestras obtenidas en las pruebas de flotación. Para la determinación de Cu y Mo total, se pesan aproximadamente 1 [gr] de cada muestra y se ataca con una mezcla ácida nítrico-perclórica hasta la sequedad. Luego se lixivia con ácido clorhídrico y se realiza la lectura de elementos de interés por adsorción atómica.

Para el caso del cobre soluble la medición se realiza según la metodología Enami, que consiste en pesar 2 [gr] y lixiviarlos por 24 [hrs] con 25 [ml] de ácido sulfúrico 1N, sin agitación y a temperatura ambiente (20 [°C]). Luego, esta solución se filtra y se realiza la lectura por adsorción atómica, al igual que para el cobre y molibdeno total.

### 3.3 Aplicación de la metodología

El peso de las muestras que se encuentran bajo la malla #6 de la norma ASTM ( $P_{100} \leq 3,35$  [mm]), en todos los casos es superior a 1 [kg]. Esto es debido al peso de las bolsas plásticas que las contienen, que como se muestra en la tabla XX del subcapítulo de resultados, en promedio pesan 4,04 [gr]. Para pesar estas muestras se utiliza la balanza de la Figura 3, de marca Sartorius y modelo BL 1500 S, la cual posee una precisión de 0,01 [gr] y admite un peso máximo de 1,5 [kg]. Antes de comenzar cada fase de molienda es recomendable lavar el molino y la zona del lavadero. Para cada prueba se prepara el agua de molienda en probetas de 100, 200 y 250 [ml] con la asistencia de una pipeta de 10 [ml] para exactitud en las mezclas.



Figura 4: Balanza utilizada para pesar las muestras

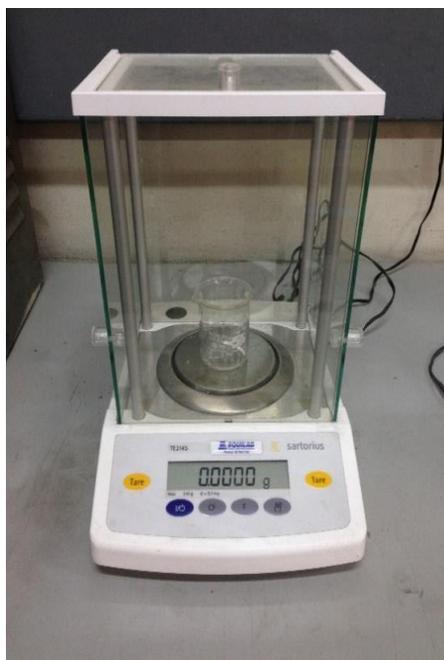
El diésel se adiciona con una micropipeta y es importante notar cual es el nivel apropiado de la medida de la pipeta; esto se observa cuando al absorber la muestra, la pipeta deja escapar una burbuja dentro del líquido o solución. Una vez ingresadas las barras, el agua, el mineral y el diésel al molino, éste se cierra con la mayor presión posible para perder mineral por los bordes con la rotación. Es recomendable dejar una bandeja con agua que sea de mayor volumen que el total de los medios de molienda (barras), para posteriormente notar el grado del lavado de las barras; mientras más turbia el agua peor fue la labor de limpieza.

Al cabo de los 9 minutos estipulados para la molienda, se comienza con la remoción del mineral desde el sello, barras, interior del molino, etc. Es muy importante para esta fase tener control del gasto de agua, ya que solo se cuenta con 1,3 [lt] para realizar esta tarea, o sino la celda de flotación al ser agitada perderá solución con mineral incurriendo en pérdidas, las cuales dependen de la cantidad de agua extra que se utilice. Por otro lado, si queda material en el molino o en sus accesorios, también habrá pérdidas de masa, por lo que el control del gasto de agua es fundamental en esta maniobra. Para cada etapa de molienda se debe llenar de agua el molino tras su uso para evitar la oxidación y deterioro del metal.

Para la preparación de agua de reposición se utiliza un pH-metro digital de marca Cientec bien calibrado con dos marcadores buffer: uno de pH igual a 4 y otro igual a 7 (neutro). La medición del consumo de cal en la flotación comienza en este punto para todos los ensayos; se pesa una gran cantidad de cal deshidratada en un vaso precipitado antes de estabilizar el pH del agua, para posteriormente medir la diferencia de masa al final de la prueba. Lo más importante de esta fase es que el agua tenga las proporciones acorde a la prueba de flotación en cuestión.

La medida del espumante es de 25 [ml/t] lo que equivale a 20 [gr/t] según la densidad del MIBC, la cual es igual a 0,81 [gr/cm<sup>3</sup>] a 20 [°C]. El pH del agua de reposición se estabiliza a un valor levemente mayor al de operación en el caso que se esté ocupando algún porcentaje de agua de mar salada, ya que en los otros casos el pH se mantiene constante en el tiempo que toma realizar la prueba de flotación. Cuando se utiliza agua de mar en la proporción de 100 y 75%, el pH se estabiliza en 11,0. A pesar de esto, este valor disminuye rápidamente debido al efecto buffer descrito en los antecedentes.

Previo a las pruebas de flotación se marcan dos sets de bandejas de acero inoxidable con los tiempos de flotación, para luego identificar los concentrados y asociarlos a un papel de filtración. Los papeles *kraft* son pesados en la misma balanza que se utiliza para pesar la muestra de mineral y son marcados con la nomenclatura de las muestras incluyendo el tiempo y la prueba de flotación. Antes de la flotación se deben preparar y cuantificar los reactivos. El xantato viene en pastillas que se disuelven en agua y la dosis es de 25 [gr/t], entonces la masa a incluir en la celda es 0,025 [gr]. Para alcanzar dicha precisión en el peso se utiliza una balanza Sartorius modelo TE214S, la cual tiene una precisión de 0,1 [mg] y admite un peso máximo de 210 [gr]. El prototipo del laboratorio se exhibe en la Figura 5 con un vaso precipitado en su interior:



**Figura 5: Balanza de alta precisión con cámara de aislamiento**

El colector se deposita en un vaso precipitado esperando a ser mezclado con la dosis líquida de espumante. Para estabilizar el pH de la pulpa se utiliza la cal remanente de la estabilización de pH del agua de reposición, para poder registrar el consumo total en la prueba posteriormente. Como es de esperarse, el consumo de cal varía en cada prueba dependiendo de la cantidad de agua de mar salada en la celda, con el objetivo de comenzar todas las pruebas con un pH alcalino igual a 10,0. Dentro de las hipótesis expuestas en los antecedentes se prevé un mayor consumo de cal para las pruebas con mayor proporción de agua de mar salada.

Luego de estabilizar el pH de la pulpa se retira el pH-metro, pero no sin antes ser limpiado con agua de reposición para no perder masa de mineral. Se añaden los reactivos y se abre la válvula del aire con la mínima presión posible; con esta acción comienza el tiempo de acondicionamiento de la pulpa el cual no dura los 3 minutos estipulados para todas las pruebas. En algunas pruebas sucede que la primera capa de burbujas alcanza a salir de la celda antes de finalizar el tiempo de acondicionamiento, aquello ocurre debido a la variabilidad en el nivel de agua de la celda y el efecto de las distintas aguas utilizadas, sin presentar una tendencia clara respecto a este comportamiento.

Entonces cuando la capa de burbujas alcanza a salir de la celda comienza el tiempo de flotación, pero si al cabo de 3 minutos las primeras burbujas no salen de la celda, entonces se aumenta el flujo de aire al valor operacional (7 [l/min]). La flotación comienza cuando la primera burbuja sale de la celda o cae la primera gota de concentrado en la bandeja correspondiente. La flotación se lleva a cabo con el paleteo que consiste en 9 o 10 extracciones de burbujas, dependiendo del criterio del ensayador para obtener siempre la misma cantidad de material en cada rebalse. Hay atrasos en los tiempos de paleteo cuando se cambia la bandeja de concentrado, pero deben ser remediados con una mayor velocidad del ciclo paleteo-adición de agua.

Una complicación que se tiene en la etapa de flotación es el cambio de presión de la inyección de aire, el cual se debe al funcionamiento del compresor de aire. Si se acaba el aire almacenado durante la prueba entonces comienza a trabajar el compresor, disminuyendo el flujo y aumentando la presión rápidamente, lo que provoca borbotones de aire en la celda. Estos borbotones afectan a la estabilidad de la espuma y por ende afectan gravemente a la recuperación de especies de interés por flotación verdadera. Para remediar esta situación se trabaja con una alta velocidad de rotación del *impeller*, la cual incluso puede ser igual a 2000 [rpm] por instantes. También se aumenta el flujo de aire durante estos lapsos para disminuir los efectos de la variación de presión.

En la mayoría de las pruebas de flotación se utiliza la totalidad de agua de reposición, es decir los 2 [lt]. Una vez terminada la flotación al cabo de 24 minutos, se extrae el *impeller* y se limpia para no perder masa del relave, al igual que la paleta de extracción y el borde de la celda de vidrio. Pesar y registrar las láminas de papel *kraft* se puede realizar incluso antes de la flotación, pero es un paso clave para realizar el balance de masa y la cuantificación de pérdidas.

Las dos láminas que se utilizan para el relave son necesarias debido a su peso, el cual es mucho mayor que cualquier concentrado muestreado.

El papel *kraft* sirve de barrera para la filtración de los concentrados impidiendo la pérdida de las partículas más finas. Esta maniobra se lleva a cabo gracias a una bomba de vacío que logra extraer el agua de los concentrados, los cuales están separados de la toma de aire de la bomba por un paño de limpieza poroso y la lámina de papel. Las bandejas de concentrados son limpiadas con agua a presión para remover las partículas de menor tamaño que se adhieren a cualquier superficie. Un paso relevante de la aplicación en la fase de filtración, es la limpieza del contorno de la estructura donde se vacían los concentrados, la cual se muestra en la Figura 5; ésta se limpia y lo extraído se deposita en algún punto de la superficie del papel.

El agua filtrada termina en una botella receptora la cual debe ser vaciada cada vez que se llena, lo que sucede normalmente antes de cada filtración de un relave. Luego, las muestras húmedas se depositan nuevamente en las bandejas pero cerradas en el envoltorio de papel, y posteriormente se colocan en la estufa industrial a una temperatura de 100 [°C]. Cuando se realiza más de una prueba de flotación diaria, se colocan a secar las muestras a una temperatura de 150 [°C] aproximadamente y el tiempo de secado es variable, pero siempre suficiente para dejar las muestras completamente secas.



Figura 6: Toma de aire del sistema de filtración y estructura contenedora

Cuando las muestras se encuentran totalmente secas son pesadas en la misma balanza en la cual se pesa la muestra inicial de mineral (muestra de cabeza). Es importante mencionar que la tolerancia para catalogar una prueba como exitosa en el balance de masa, es de no más de 10 [gr] de pérdida de material. Los pesos de cada muestra seca y el papel correspondiente, son presentados en una tabla adjunta en el Anexo C. Una vez realizadas todas las pruebas de flotación y tener todas las muestras secas y encapsuladas en bolsas, se realiza la pulverización. Esta fase tiene como objetivo disminuir el tamaño de las partículas para su posterior análisis químico.

El material debe quedar 100% bajo la malla #140 que tiene una abertura de 106 [ $\mu\text{m}$ ] según la norma ASTM. Dadas las masas de los concentrados y relaves es que se dispuso de dos tiempos de pulverización: 2 [min] para los relaves y 25 [s] para los concentrados. Esto se realiza en la máquina pulverizadora de marca LabTechnics y modelo LM2, que consiste en una estructura metálica que se mueve violentamente gracias a la presión inducida de 550 [kPa] u 80 [psi]. La estructura mueve al contenedor de la muestra que posee un disco triturador en su interior, el cual cumple finalmente con la tarea de triturar las partículas. Es un molino neumático con baja capacidad de tonelaje pero que alcanza tamaños de partículas muy pequeños de manera eficiente (bajo 50 [ $\mu\text{m}$ ]).

Luego de la pulverización el material se limpia del contenedor - sobre una carpeta completamente lisa que no permite adherencia de las partículas - y posteriormente se deposita en las bolsas marcadas con la nomenclatura adecuada. Es importante realizar una limpieza de aireación del lugar de empaquetamiento para no contaminar las muestras posteriores; para esto se utiliza un mesón con ventilación ductal y una pistola de aire comprimido a alta presión, la cual se emplea principalmente para “enjuagar” el contenedor cilíndrico, la pastilla interior y el sello.

Para remover las partículas más pequeñas de todas las superficies se utiliza una brocha de pelo ultra fino. La nomenclatura de las bolsas corresponde al número de prueba y tiempo de flotación. Por último, en el caso de los relaves no se incluye la totalidad del material sino que se realiza un roleo y cuarteo, para muestrear aproximadamente 100 [gr] sin segregación, y el resto se almacena en otras bolsas como medida de seguridad.

### 3.4 Resultados

Los resultados de las pruebas experimentales son principalmente respecto a la recuperación metalúrgica y la cinética de flotación para cada tipo de agua. Por la cantidad de información que entrega cada prueba experimental es que muchos de los resultados parciales se exhiben en los anexos. La primera fase de medición son los pesos de cada concentrado y relave, para lo cual se precisa de la medición de masa de las muestras de cabeza, de las bolsas contenedoras, los papeles filtrantes y por supuesto de los pesos del agregado papel + muestra; datos que se encuentran en el Anexo B. En la Tabla 2 se exhiben las masas de los concentrados, relaves y de las pérdidas calculadas:

Tabla 2: Masa de las muestras, concentrados, relaves y pérdidas calculadas

Prueba	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Prom
<b>MASAS [gr]</b>											
Muestra Mineral	1004	1004	1004	1004	1004	1004	1003	1004	1003	1004	1003,6
Bolsa Plástica	4,0	4,0	4,0	4,0	4,1	4,1	4,0	4,1	4,0	4,1	4,0
Concentrado 1	49,3	56,7	49,5	57,7	53,7	47,6	46,9	48,5	42,7	42,0	49,4
Concentrado 2	14,5	22,6	21,2	13,4	14,6	18,4	19,5	12,2	14,7	15,8	16,7
Concentrado 4	20,3	16,2	24,4	19,6	20,6	20,4	22,1	15,6	17,9	21,2	19,8
Concentrado 8	25,2	22,5	26,9	25,0	33,5	34,0	33,2	24,0	30,8	31,2	28,6
Concentrado 12	39,6	29,4	30,8	20,1	22,8	31,9	28,1	21,1	20,6	27,3	27,2
Concentrado 24	58,2	71,4	52,1	55,0	62,3	60,1	44,3	51,1	48,0	57,1	55,9
Relave	783,2	771,9	788,5	802,3	788,6	784,1	800,0	821,8	819,1	801,9	796,1
<b>Concentrado</b>	<b>207,1</b>	<b>218,7</b>	<b>204,8</b>	<b>190,8</b>	<b>207,5</b>	<b>212,3</b>	<b>194,1</b>	<b>172,5</b>	<b>174,7</b>	<b>194,6</b>	<b>197,7</b>
<b>Pérdidas</b>	<b>9,4</b>	<b>9,2</b>	<b>6,5</b>	<b>6,6</b>	<b>3,4</b>	<b>3,1</b>	<b>5,3</b>	<b>5,4</b>	<b>5,7</b>	<b>2,9</b>	<b>5,8</b>

Todas las mediciones de la Tabla 2 son realizadas con la misma precisión, aunque las muestras de mineral se exhiben sin cifras decimales por el espacio disponible. Según la metodología, las muestras son enviadas al análisis químico en un laboratorio externo. De aquél análisis se obtiene la cantidad proporcional de cobre y molibdeno total de cada muestra; también se estima la ley de cobre soluble en cada una de ellas. Con esos resultados y las masas de cada muestra, se obtienen las masas de elementos de interés para cada tiempo de flotación, con lo que se construyen las curvas cinéticas de recuperación.

Tabla 3: Recuperación por fase y acumulada de cobre

Tiempo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Prom
[min]	Recuperación Metalúrgica de Cobre por Fase [%]										
1	64,96	70,60	58,39	75,02	67,48	59,06	66,30	66,38	66,23	61,24	65,57
2	8,28	9,88	13,33	7,29	7,90	9,38	11,00	8,70	10,46	11,52	9,77
4	7,59	3,59	6,93	5,07	5,68	5,37	6,33	4,95	5,89	6,69	5,81
8	4,65	2,82	3,55	2,92	3,76	4,86	4,64	4,49	4,60	5,15	4,14
12	3,36	1,67	1,95	1,38	2,62	3,08	2,01	2,35	1,86	2,68	2,30
24	3,07	1,72	2,45	2,21	4,64	3,92	2,47	3,89	2,68	3,81	3,09
	Recuperación Metalúrgica de Cobre Incremental [%]										
1	64,96	70,60	58,39	75,02	67,48	59,06	66,30	66,38	66,23	61,24	65,57
2	73,25	80,49	71,72	82,31	75,38	68,45	77,30	75,08	76,69	72,77	75,34
4	80,84	84,07	78,65	87,38	81,05	73,82	83,63	80,03	82,58	79,46	81,15
8	85,49	86,90	82,20	90,30	84,82	78,67	88,27	84,52	87,18	84,61	85,30
12	88,86	88,57	84,15	91,67	87,44	81,75	90,28	86,87	89,05	87,29	87,59
24	91,93	90,29	86,59	93,88	92,08	85,67	92,75	90,76	91,72	91,10	90,68

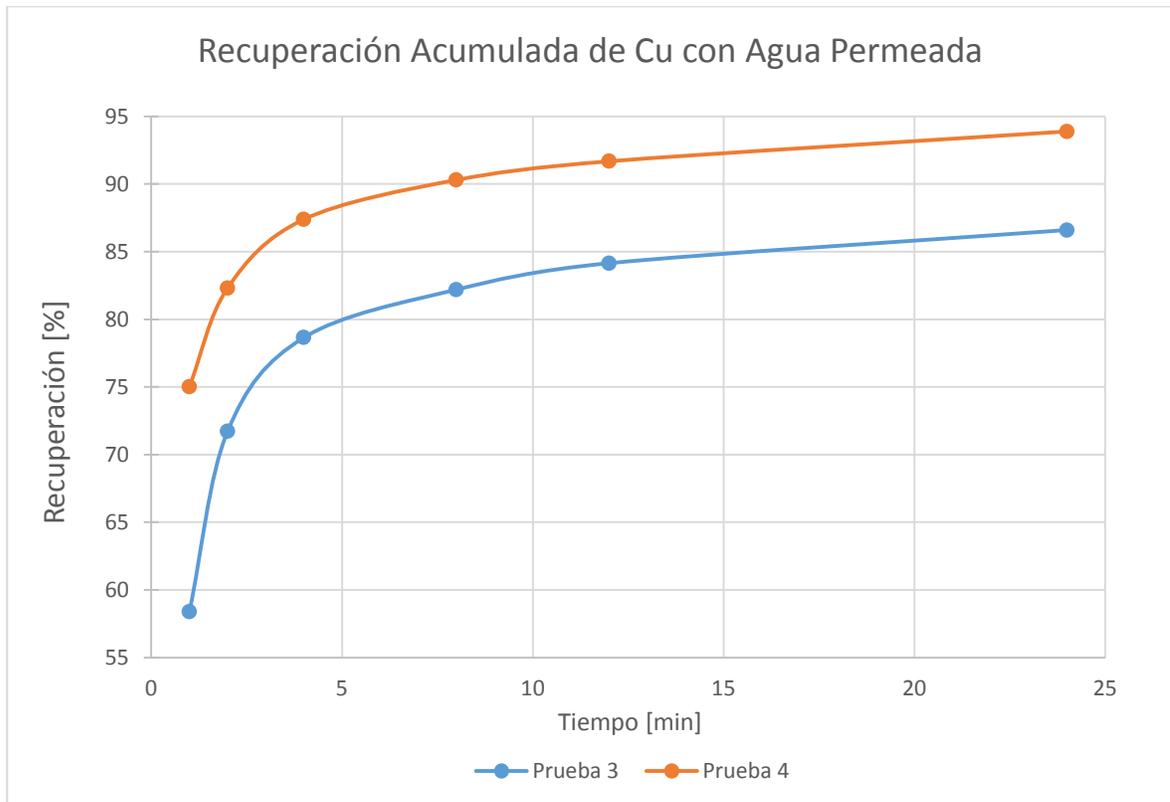
Tabla 4: Recuperación por fase y acumulada de molibdeno

Tiempo	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Prom
[min]	Recuperación Metalúrgica de Molibdeno por Fase [%]										
1	60,14	64,74	52,40	63,13	35,57	27,52	36,31	44,70	40,61	23,46	44,86
2	12,16	16,16	18,88	11,67	13,78	16,33	18,83	14,67	18,24	15,01	15,57
4	10,24	5,71	10,30	6,93	9,64	12,61	12,81	8,03	12,44	15,10	10,38
8	4,96	2,42	2,68	2,55	5,22	9,72	6,21	4,73	7,30	12,25	5,81
12	3,28	1,54	1,18	0,93	2,67	4,03	1,83	1,85	2,19	4,93	2,44
24	2,31	1,38	2,49	2,67	3,91	4,71	1,93	2,93	2,56	5,07	3,00
	Recuperación Metalúrgica de Molibdeno Incremental [%]										
1	60,14	64,74	52,40	63,13	35,57	27,52	36,31	44,70	40,61	23,46	44,86
2	72,30	80,90	71,29	74,80	49,36	43,86	55,15	59,37	58,85	38,48	60,43
4	82,54	86,61	81,59	81,73	59,00	56,47	67,95	67,40	71,29	53,57	70,81
8	87,50	89,02	84,27	84,28	64,22	66,19	74,17	72,14	78,59	65,82	76,62
12	90,78	90,57	85,45	85,21	66,90	70,22	76,00	73,98	80,78	70,75	79,06
24	93,09	91,95	87,94	87,88	70,81	74,94	77,93	76,92	83,35	75,82	82,06

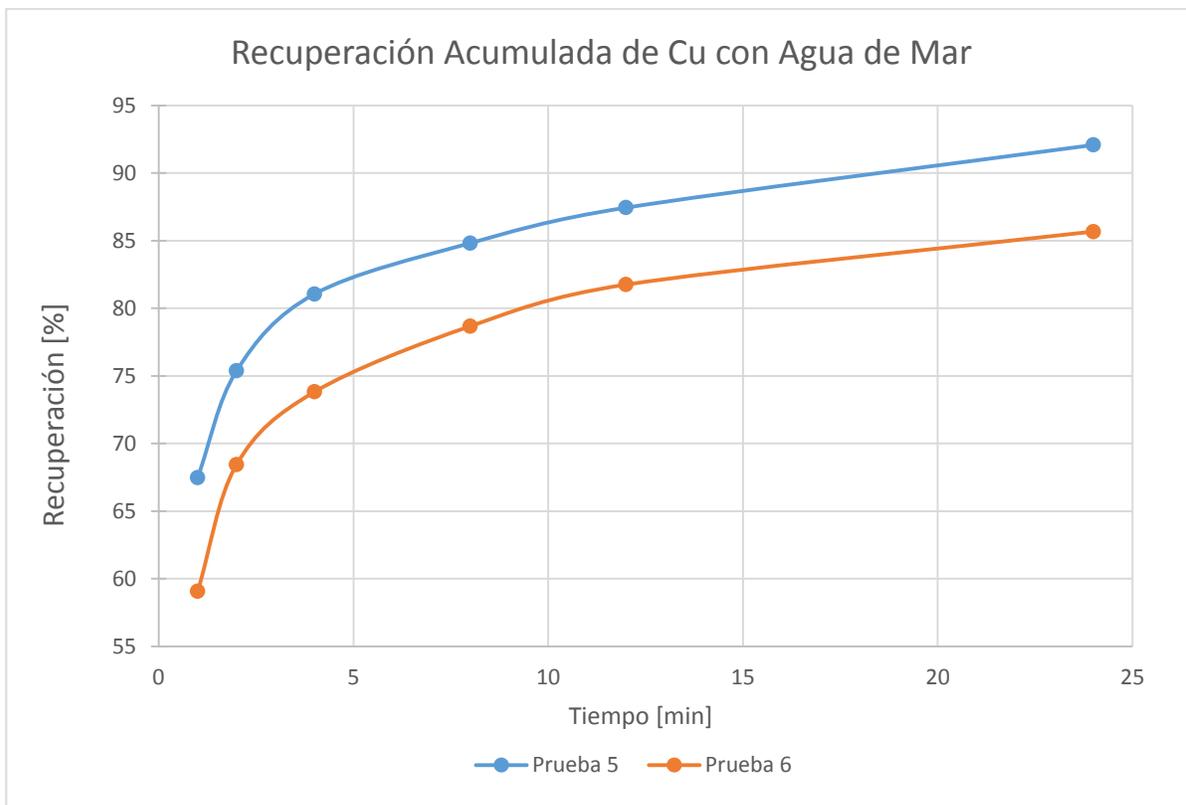
Es importante mencionar que estos resultados preliminares se obtienen según la ley de cobre en la alimentación informada (muestra de cabeza). Más adelante se presentan los resultados corregidos según la reconciliación de datos experimentales, los cuales se obtienen a partir de la ley en peso calculada de la alimentación. La reconciliación de los datos es necesaria para cerrar los balances de masa, ya que las leyes de los concentrados y relaves son mediciones realizadas

por adsorción de electrones a una pequeña muestra de 1 [gr], extrapolables al resto de las muestras de concentrados y relaves. Esta extrapolación induce a errores de medición y por ende no cierran los balances de masa. Las leyes medidas por Metalquim se adjuntan en el Anexo C.

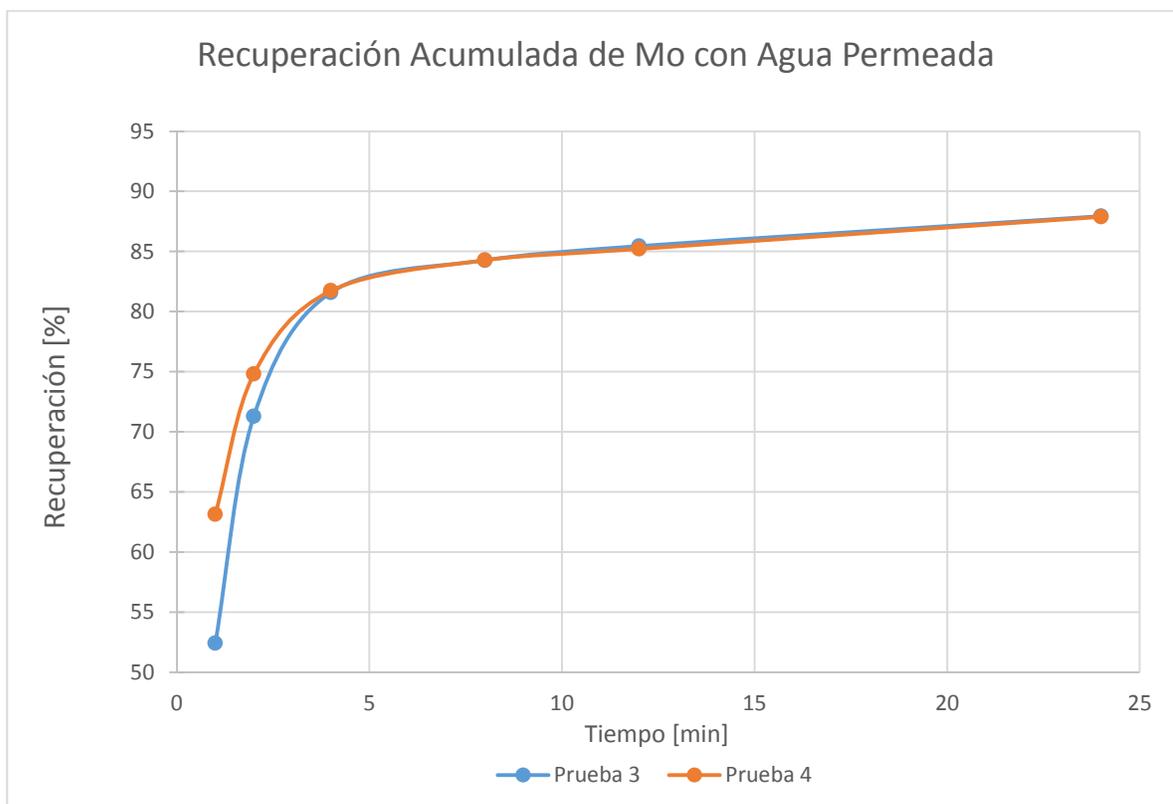
Los gráficos de la cinética de flotación tienen como propósito mostrar la variabilidad de los resultados, en las pruebas realizadas con los tipos de agua considerados en la evaluación comparativa. Por lo tanto solo se exhiben las curvas de las pruebas 3, 4, 5 y 6; el resto se encuentran en el Anexo D. Esta variabilidad natural de los resultados debe ser minimizada con la restricción de los balances de masa, para observar si la tendencia en la recuperación metalúrgica se mantiene y poder concluir de mejor manera. Los resultados por tipo de agua ordenados se exhiben en la Figura 11, los cuales son los más importantes para la evaluación económica.



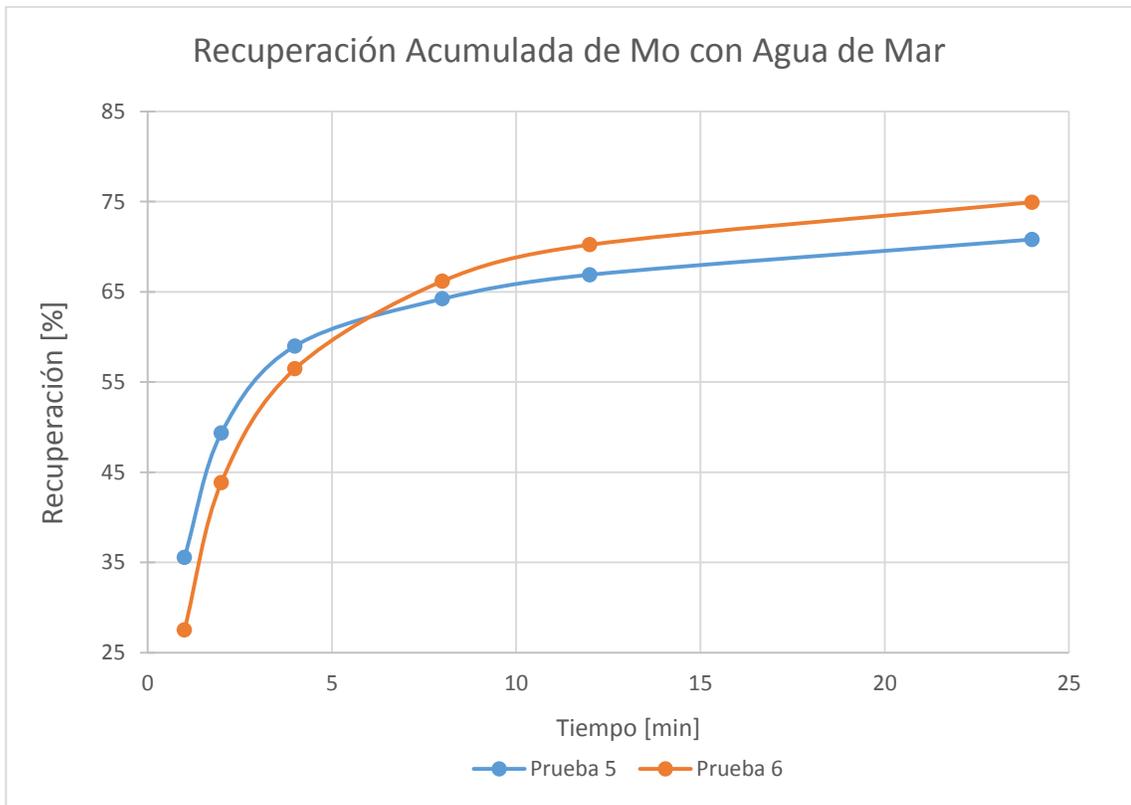
**Figura 7: Recuperación acumulada de cobre, con agua permeada**



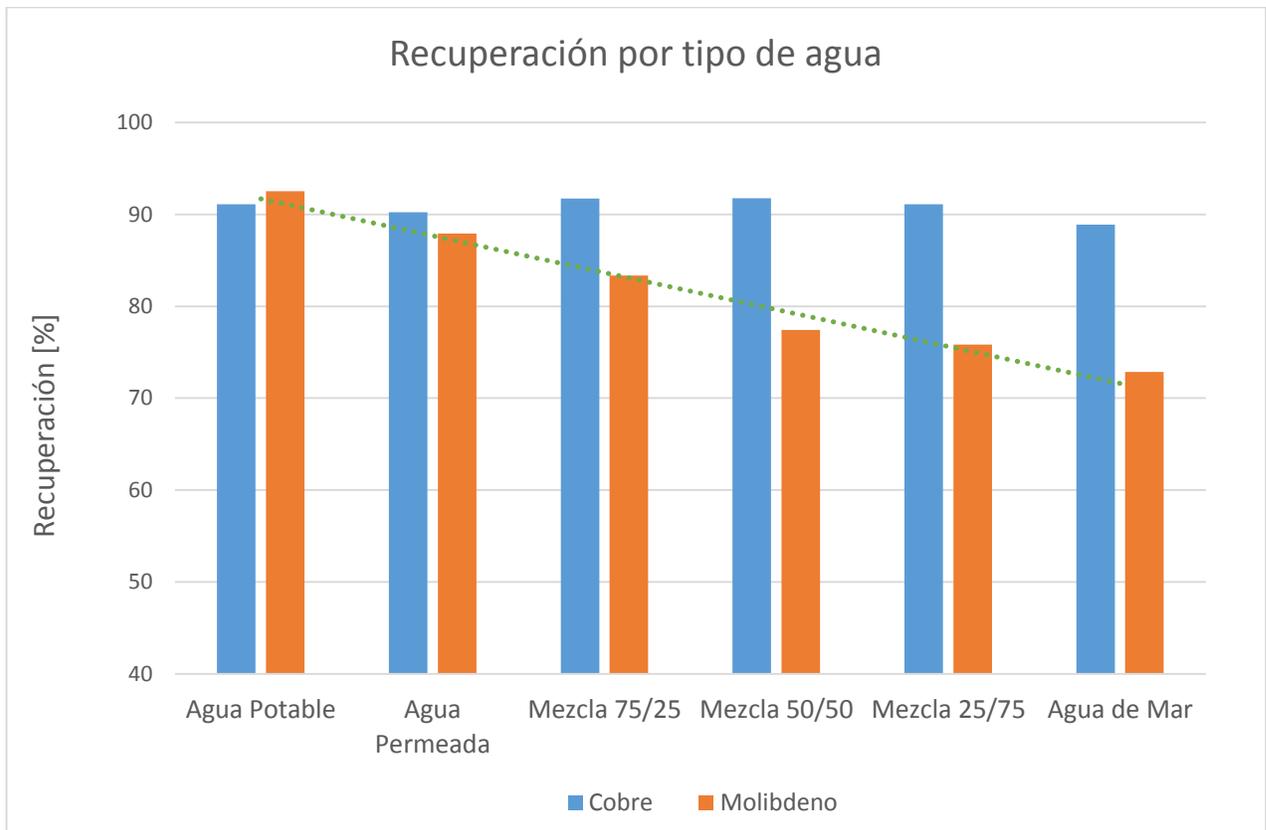
**Figura 8: Recuperación acumulada de cobre, con agua de mar**



**Figura 9: Recuperación acumulada de molibdeno, con agua permeada**



**Figura 10: Recuperación acumulada de molibdeno, con agua de mar**



**Figura 11: Recuperación global de Cu y Mo por tipo de agua**

Tabla 5: Recuperación por tipo de agua y consumo de cal

Pruebas	Agua Llave	Agua Permeada	Mezcla 75/25	Mezcla 50/50	Mezcla 25/75	Agua de Mar
Recuperación Cu [%]	91,11	90,24	91,72	91,76	91,10	88,87
Recuperación Mo [%]	92,52	87,91	83,35	77,42	75,82	72,87
Consumo Cal [kg/ton]	-	0,87	4,20	5,78	8,45	8,99

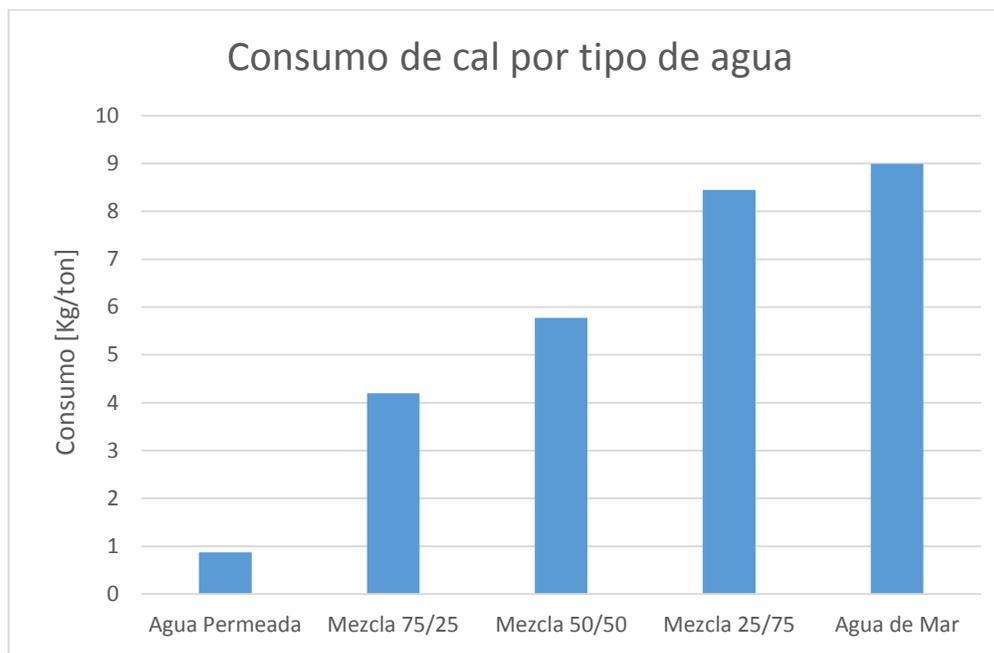
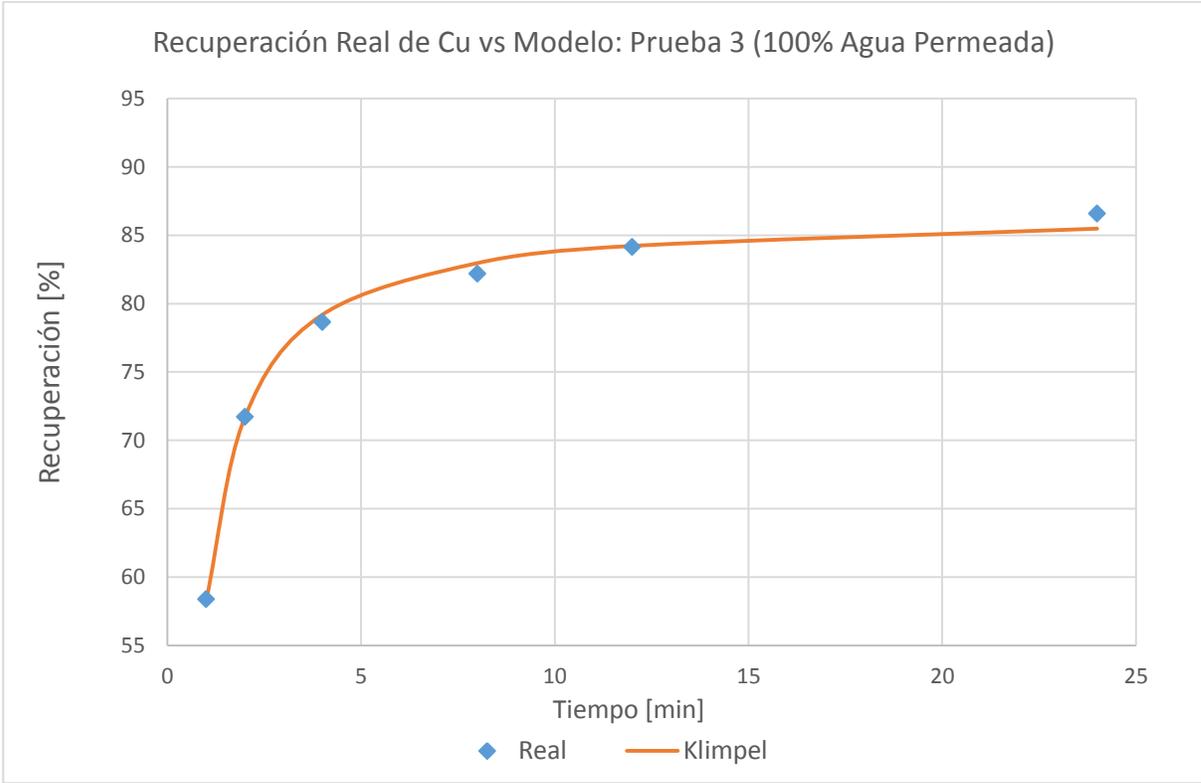


Figura 12: Consumo de cal en pruebas experimentales por tipo de agua

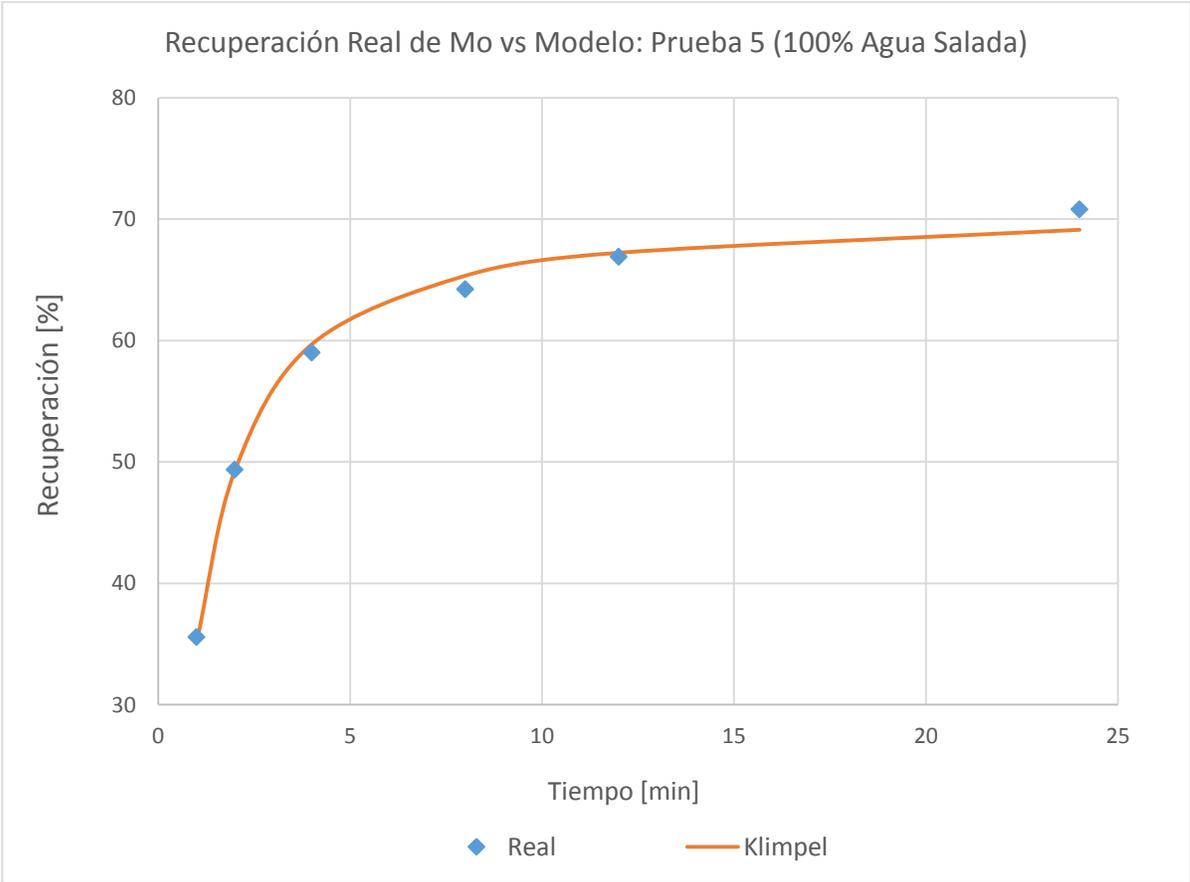
Tabla 6: Ley de elementos de interés en los concentrados

Pruebas	Agua Llave	Agua Permeada	Mezcla 75/25	Mezcla 50/50	Mezcla 25/75	Agua de Mar
Ley Cu Concen. [%]	4,88	5,21	5,98	5,72	5,33	4,83
Ley Mo Concen. [%]	0,89	0,91	0,97	0,86	0,79	0,71
Cu Sol/Cu Total [%]	2,37	2,43	2,09	2,05	2,04	2,33

En la Figura 11 se observa que la variabilidad en la recuperación de cobre es mucho menor que en el caso del molibdeno. Se evidencia que la recuperación de molibdeno disminuye a medida que aumenta la proporción de agua salada en las pruebas; esto confirma la hipótesis planteada en la introducción y antecedentes. En la Figura 12 se observa el aumento del consumo de cal cuando se aumenta la proporción de agua de mar salada. Este resultado se obtiene desde la medición de masa de una muestra de cal deshidratada al comienzo y al final de cada prueba, como se explica en la aplicación de la metodología.



**Figura 13: Recuperación modelo y real de cobre**



**Figura 14: Recuperación modelo y real de molibdeno**

Las Figuras 13 y 14 son gráficos de la recuperación real de Cu y Mo en dos pruebas escogidas aleatoriamente, y de la recuperación ajustada según el modelo de Klimpel expuesto en los antecedentes [Casali y Kracht, 2011]. Los parámetros ajustados según este modelo para todas las pruebas de flotación realizadas se encuentran en el Anexo E. De las figuras mencionadas anteriormente se concluye que el modelo teórico de flotación de Klimpel, se ajusta a la cinética de las especies de interés flotadas en las pruebas *batch* realizadas en el laboratorio.

Volviendo a la Tabla 6, se concluye que las pruebas experimentales se asimilan a una etapa de flotación *rougher* debido a la ley de cobre de los concentrados mixtos, la cual se sitúa entre 4,8-6,0%. Por otro lado, la ley de molibdeno en los concentrados mixtos se ve afectada obviamente por la utilización de los distintos tipos de agua, pero además por la variabilidad en la recuperación de masa total en cada concentrado. Ésta última evidencia errores aleatorios en la aplicación de la metodología, ya que no se observan tendencias de aumento o disminución en la masa de los concentrados a través de la batería de ensayos en la Tabla 2. Además, la cantidad de cobre insoluble en los concentrados evidencia un comportamiento estable en la recuperación por arrastre (2,0-2,4% según la Tabla 6). Todos estos datos validan los resultados obtenidos en las pruebas de flotación llevadas a cabo en el laboratorio.

### **3.5 Resultados reconciliados**

Para realizar la reconciliación de datos experimentales, la ley de los elementos de interés en la alimentación (ley de cabeza), se asume igual a la ley calculada promedio de las 10 pruebas de flotación. Es decir, para cada prueba de flotación se calcula la ley de cobre y molibdeno alimentada con las leyes de los concentrados y relaves. Con esta ley calculada se fija la cantidad de elementos de interés en la alimentación. No se considera un modelo de errores de medición sino que se utiliza la desviación estándar de cada medición a través de las 10 pruebas. Entonces la reconciliación se lleva a cabo minimizando la sumatoria de las diferencias cuadráticas entre los datos medidos y estimados, ponderadas por la varianza normalizada de cada medición respecto a la batería de datos.

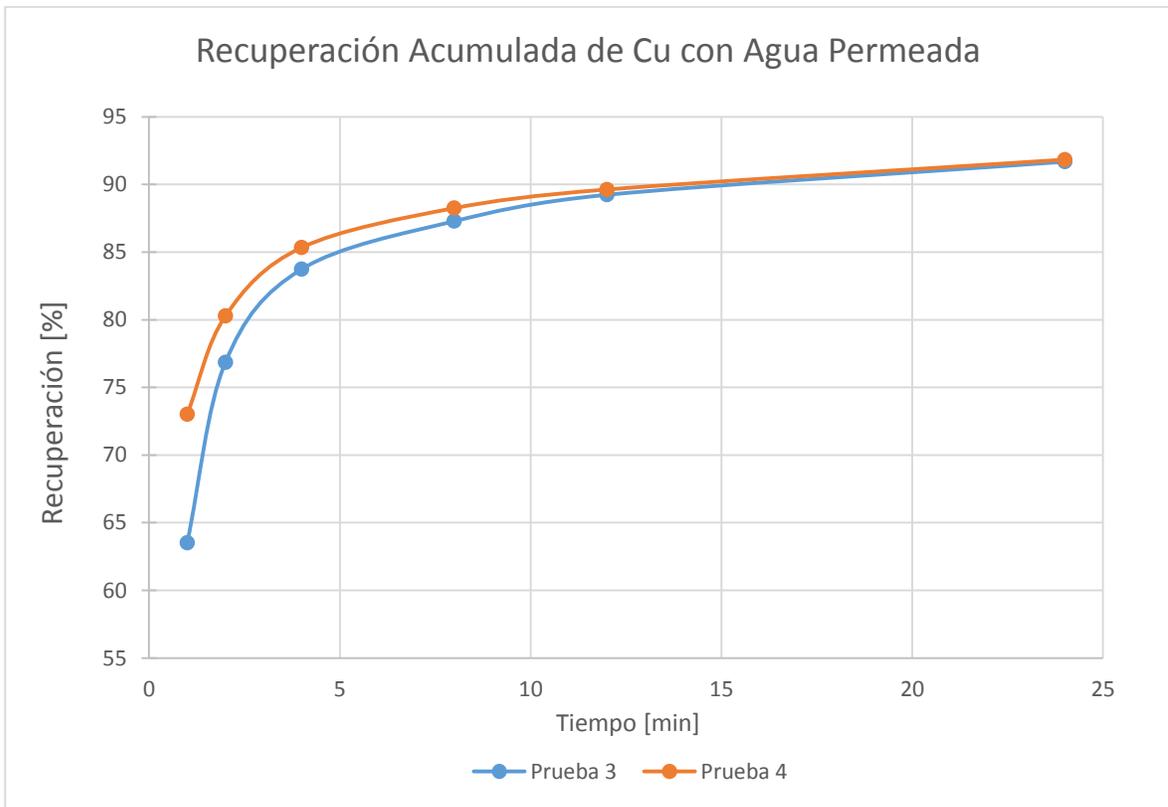
$$\min \phi = \sum (x - \hat{x})^2 / (\sigma_r * \bar{x})^2$$

Donde:

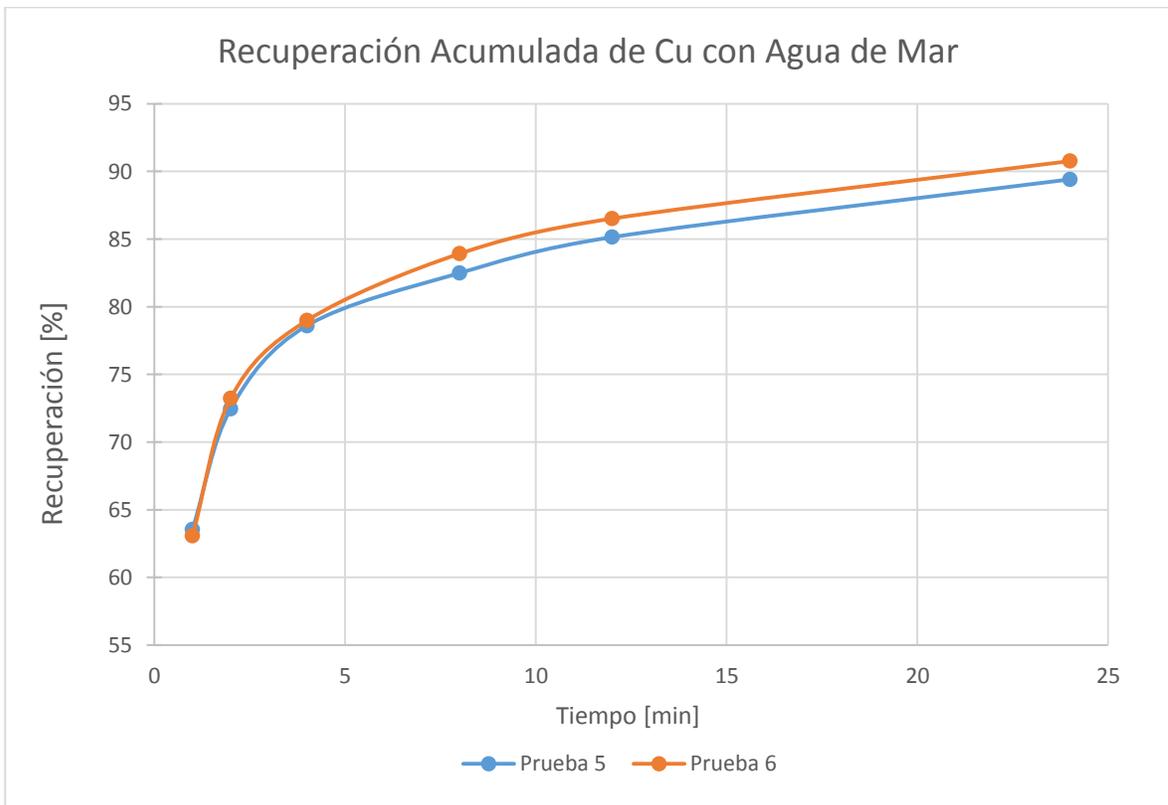
- $\phi$ : Función objetivo
- $x$ : Dato medido
- $\hat{x}$ : Dato estimado
- $\sigma_r$ : Error relativo
- $\bar{x}$ : Promedio del dato

Los datos que se someten a la reconciliación son las masas medidas de los concentrados y relaves y las leyes medidas de cobre y molibdeno. La función objetivo se minimiza según las restricciones ingresadas a la optimización de *Solver*: la suma de las masas de los concentrados y relaves debe ser igual a la masa alimentada menos las pérdidas calculadas. La masa de cobre y molibdeno alimentada (según las leyes calculadas), debe ser igual a la suma de aquella obtenida en los concentrados y relaves. El cambio de masa entre los datos medidos y estimados no puede ser mayor a 5 [gr], para asegurar una distribución de cambios en el set de datos y no un solo cambio (como por ejemplo las masas y leyes de los relaves).

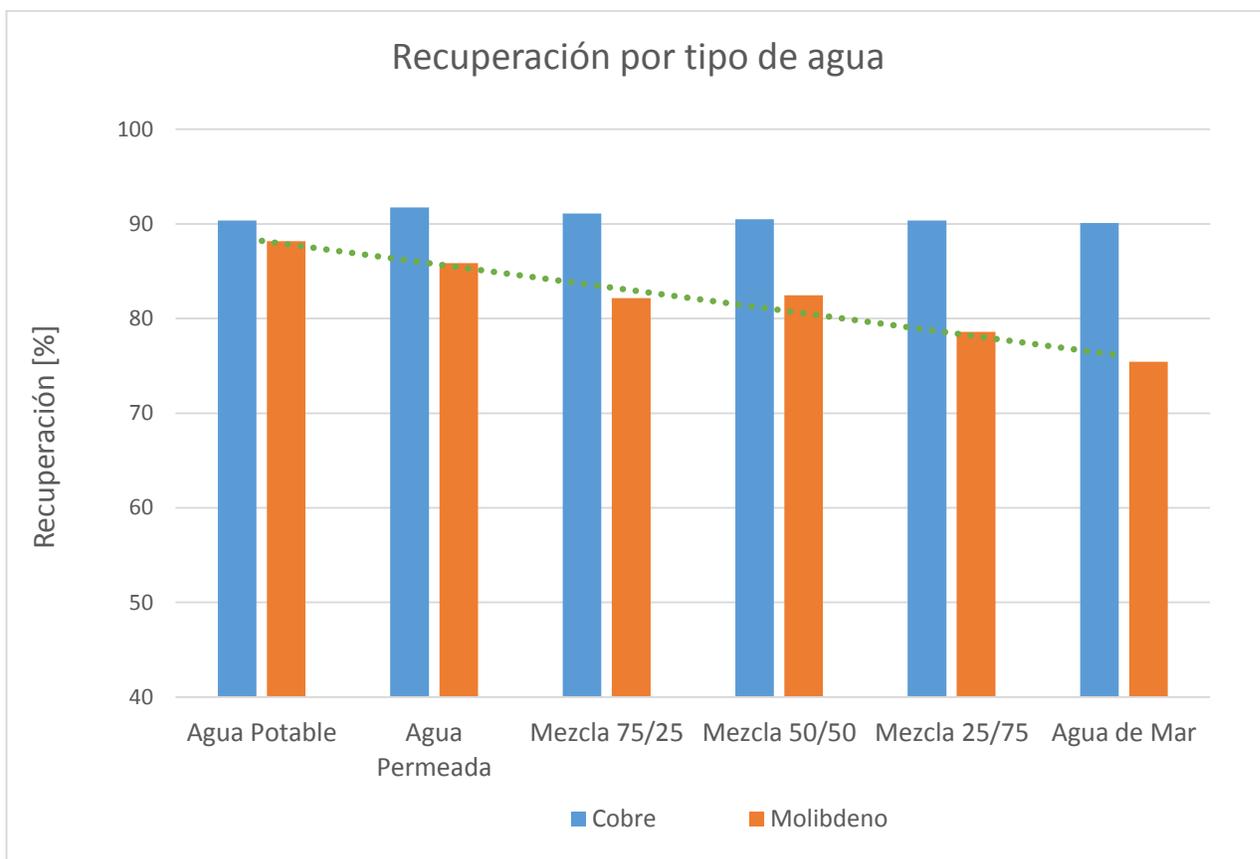
Los resultados que se obtienen cumplen con el objetivo de disminuir la varianza de los set de datos y disminuyen la variabilidad de las pruebas duplicadas. En las Figuras 15 y 16 se observa la normalización de los datos en el caso de la flotación de cobre en agua permeada y salada; es importante comparar estos gráficos con aquellos obtenidos con los datos no reconciliados (Figura 7 y 8). Ahora bien, estos resultados interrumpen el comportamiento de la recuperación metalúrgica de Mo a través de la batería de ensayos. La tendencia es que a medida que aumenta la salinidad del agua disminuye la recuperación de molibdeno en los concentrados, pero esto se ve interrumpido con los datos reconciliados como se aprecia en la Figura 17.



**Figura 15: Recuperación acumulada de Cu en agua permeada y datos reconciliados**



**Figura 16: Recuperación acumulada de Cu en agua de mar y datos reconciliados**



**Figura 17: Recuperación global por tipo de agua con datos reconciliados**

En la Figura 17 se observa claramente que la recuperación de molibdeno aumenta en la mezcla 50/50 con respecto a la mezcla 75/25, a pesar de que ésta última es “menos salada”. En la Tabla 7 se exhiben los resultados numéricos de la recuperación total de las especies de interés, los cuales se obtienen a partir de la reconciliación de los datos empíricos:

*Tabla 7: Recuperaciones por tipo de agua con datos reconciliados*

Pruebas	Agua Potable	Agua Permeada	Mezcla 75/25	Mezcla 50/50	Mezcla 25/75	Agua de Mar
Recuperación Cu [%]	90,67	91,89	91,04	90,38	90,27	90,06
Recuperación Mo [%]	88,19	85,87	82,15	82,46	78,61	75,42

A pesar de la disrupción mencionada anteriormente, los datos reconciliados son estadísticamente más confiables que aquellos obtenidos empíricamente, y por lo tanto son aquellos a utilizar en la evaluación económica comparativa entre ambos tipos de agua de mar.

## 4 Sistema de impulsión de agua

### 4.1 Metodología de cálculo

Para transportar el agua de mar desde la planta de tratamiento en la costa hasta la planta concentradora, se necesita un sistema de tuberías y estaciones de bombeo a lo largo de él. El cálculo de las inversiones depende principalmente del consumo de acero, el cual a su vez depende del largo de la tubería y del diámetro del conducto acuífero. El cálculo de los costos operacionales se centra en el consumo energético, que depende del tipo de agua a transportar y el diámetro de la tubería. Los costos que involucran el movimiento de tierras y la inversión en equipos de bombeo, se asimilan en ambos casos del suministro de agua de mar, por lo que no serán analizados en este estudio.

Por lo tanto, un aspecto importante de la evaluación económica es justamente el diámetro escogido para el transporte de ambos tipos de agua. Para aquello se lleva a cabo una metodología de simulación para elegir el diámetro óptimo, considerando un modelo de desgaste de la tubería por corrosión y variando los precios de los insumos principales que afectan a la evaluación económica del sistema de impulsión. Esta última se realiza para un período de tiempo igual a 20 años, para compatibilizar los costos de éste ítem con aquellos asociados al tratamiento de agua de mar. Los parámetros considerados para los cálculos de este capítulo se exponen en la Tabla 8.

Tabla 8: Parámetros utilizados para el cálculo del sistema de impulsión de agua

Parámetro	Valor	Unidad
Procesamiento de Planta	100	[kton/d]
Consumo Unitario de Agua	0,5	[m <sup>3</sup> /ton]
Altura de Impulsión	3.100	[m]
Distancia Impulsada	153	[km]
Tolerancia Velocidad Fluido	1,1 – 1,9	[m/s]
Aceleración de Gravedad	9,81	[m/s <sup>2</sup> ]
Temperatura de Operación	15	[°C]
Densidad Agua Salada	1,0255	[g/ml]
Viscosidad Cinematica (A.S.)	1,223	[m <sup>2</sup> /s*10 <sup>-6</sup> ]
Densidad Agua Permeada	0,9983	[g/ml]
Viscosidad Cinemática (A.P.)	1,141	[m <sup>2</sup> /s*10 <sup>-6</sup> ]

Para realizar la simulación que permite la elección del diámetro óptimo para cada tipo de agua, se considera un modelo que aumenta linealmente la rugosidad por corrosión de la tubería, en cada año de operación del ducto. Este modelo planteado por Genijew considera una rugosidad inicial propia de cada material y un coeficiente de aumento de rugosidad dependiendo del tipo de agua a transportar [Mostkow, 1996]. En la Tabla 9 se muestra la descripción de cada tipo de agua considerada en este modelo y el rango de valores para los coeficientes.

Tabla 9: Coeficientes de Genijew para cada tipo de agua

Tipo de Agua	Rango	Valor Medio
Agua con poco contenido mineral que no origina corrosión. Agua con un bajo contenido de materia orgánica y de solución de hierro.	0,005 - 0,055	0,025
Agua con poco contenido mineral que origina corrosión. Agua que contiene menos de 3 [mg/l] de materia orgánica y hierro en solución.	0,055 - 0,18	0,07
Agua que origina fuerte corrosión y con escaso contenido de cloruros y sulfatos (menos de 100 - 150 [mg/l]). Agua con un contenido de hierro de más de 3 [mg/l].	0,18 - 0,4	0,2
Agua que origina corrosión, con un gran contenido de cloruros (más de 500 - 700 [mg/l]). Agua impura con una gran cantidad de materia orgánica.	0,4 - 0,6	0,51
Agua con cantidades importantes de carbonatos, pero de dureza pequeña permanente, con residuo denso de 2000 [mg/l].	0,6 - 1,2	-

Los coeficientes escogidos según las características del agua utilizada en las pruebas de flotación son los siguientes:  $k = 0,6$  para el caso del agua salada y  $k = 0,07$  para el caso del agua permeada/desalinizada; la rugosidad inicial del acero nuevo es  $k_0 = 0,05$ . Ahora el modelo también considera un aumento en la sección por corrosión; varios valores para el agua de mar han sido alcanzados en otros estudios: Schumacher reporta un ritmo de 0,7 [mm/año] sin considerar compuestos anti-corrosivos [Schumacher, 1979], Malik postula un ritmo de 0,4 [mm/año] considerando protección catódica y compuestos anti-corrosivos [Malik, 2005], y Landrum postula que para una velocidad de fluido igual a 1,6 [m/s] se tiene un desgaste de 0,5 [mm/año] sin considerar anti-corrosivos [Landrum, 2007].

Entonces para el caso de agua salada se establece un ritmo de corrosión igual a 0,5 [mm/año] considerando protección catódica con corriente forzada y adición de productos químicos anti-corrosivos en el tratamiento del agua (la cantidad se detalla en el capítulo del tratamiento de agua). Este valor es moderado para el diseño del sistema de impulsión de agua y se considera que el desgaste es uniforme a través del ducto, condición inexistente en la realidad. Para el caso de agua desalinizada se sabe de un valor igual a 0,13 [mm/año] para agua con 250-350 [ppm] de  $\text{Cl}^-$  y con productos químicos anti-corrosivos [Malik, 2005]. Para este estudio se adopta un valor conservador de diseño igual a 0,2 [mm/año], a pesar de que el agua considerada tiene menos de 100 [ppm] de iones cloro.

El cálculo de la altura de impulsión se realiza según las ecuaciones presentadas en los antecedentes y la energía consumida por los motores de las bombas se calcula según las siguientes relaciones:

$$P_T = g \rho_f Q H$$

Donde:

- $P_T$ : Potencia teórica de bombeo [kW]
- $g$ : Aceleración de gravedad [ $\text{m/s}^2$ ]
- $\rho_f$ : Densidad del fluido [ $\text{ton/m}^3$ ]
- $Q$ : Caudal transportado [ $\text{m}^3/\text{s}$ ]
- $H$ : Altura de impulsión [m]

$$P_M = \frac{P_T}{\eta_b \times \eta_t}$$

Donde:

- $P_M$ : Potencia consumida (final requerida) [kW]
- $\eta_b$ : Eficiencia hidráulica de la bomba [%]
- $\eta_t$ : Eficiencia mecánica de la bomba [%]

Se considera para efectos de la elección del diámetro óptimo que la tubería es una línea cerrada con un punto de partida y llegada (sin puntos intermedios). En la práctica no existen equipos de bombeo que logren impulsar el agua a través de la distancia y altura considerada (153 [km] y 3100 [m] respectivamente), por ende se utilizan estaciones intermedias de bombeo las cuales tienen una altura de impulsión (TDH) y consumo energético correspondiente a cada tramo. Esta simplificación es válida para la elección propuesta dado que la inversión de los equipos de bombeo, es poco significativa versus la inversión realizada en el acero de las tuberías.

Cabe destacar que las eficiencias consideradas son determinadas según la investigación de catálogos de bombas y motores, capaces de realizar la tarea de impulsar el agua en los tramos resultantes de la división lógica de la línea de impulsión de agua. Esta división se determina gracias a la topografía empleada como ejemplo, la cual se exhibe en la Figura 18. Las eficiencias, la utilización y el caudal de diseño considerado se presentan en la Tabla 10.

Tabla 10: Parámetros de la evaluación de costos del sistema de impulsión de agua

Ítem	Valor
Eficiencia Hidráulica	85%
Eficiencia Mecánica	96%
Utilización Anual	98%
Q horario [m <sup>3</sup> /h]	2083,3
Q instantáneo [m <sup>3</sup> /s]	0,58

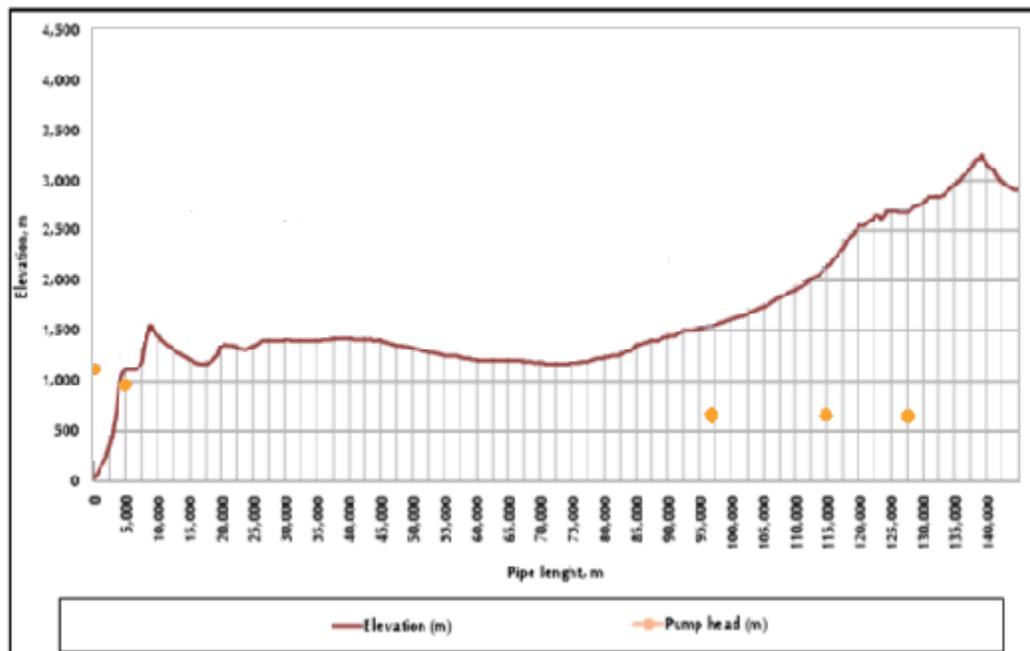


Figura 18: Topografía referencial utilizada para el sistema de impulsión

Es importante mencionar que para la evaluación económica comparativa de ambos tipos de agua, no es necesario incluir los costos de inversión de las estaciones de bombeo ni equipos mecánicos. Analizando la altura de impulsión y consumo energético de cada tramo, y contrastando con las curvas de operación de los equipos disponibles en catálogos, se concluye que la impulsión de cada tramo se puede realizar con los mismos equipos mecánicos, por ende no es necesario incluirlos en la evaluación ya que no producen diferencia alguna.

El desafío de realizar las simulaciones para distintos escenarios de precios, es actualizar el coeficiente de fricción “*f*” para cada diámetro evaluado. Es importante recordar que la ecuación de Colebrook-White se soluciona a través de métodos iterativos y depende del diámetro, la rugosidad del ducto y el número de Reynolds. Este último depende del diámetro, del flujo instantáneo que se calcula según el requerimiento diario y de la viscosidad del fluido; los valores de esta propiedad utilizados se encuentran en la Tabla 13.

Para realizar la actualización del coeficiente de fricción para cada diámetro y año de operación (dada la creciente rugosidad de la tubería), se escribe un código de “*Visual Basic*” para implementar una “*Macro*” en la planilla de Excel. Este aporte que utiliza el complemento de “*Solver*” permite entregar los resultados de manera más rápida y automática. El código que incluye la referencia a la herramienta mencionada de Excel se exhibe en el Anexo F. Antes de continuar con los escenarios y resultados de cada simulación, es imperante entregar una breve descripción de las tuberías escogidas a través de *benchmarking*.

Las tuberías consideradas son fabricadas por una compañía afiliada al grupo “Hastinik, S.A.” y cumplen con las normas DIN 2448 y 2458; éstas son utilizadas principalmente para conducción de agua, gas, vapor y sólidos. Se fabrican hasta el diámetro externo de 36 pulgadas y con los espesores normales de la norma DIN 2448. En la Tabla 11 se exhiben los pesos correspondientes a los diámetros y espesores considerados en los cálculos (valores extraídos de un catálogo oficial de la compañía proveedora). Los diámetros considerados son aquellos que permiten una velocidad de escurrimiento del agua que se encuentre dentro del rango de tolerancia estipulado en los parámetros de la Tabla 8. Aquél rango de tolerancia se establece a partir de la investigación realizada sobre otros proyectos de transporte de agua, al igual que los espesores considerados para la tubería en su totalidad (información confidencial).

Tabla 11: Peso por metro de tubería según diámetro y espesor

Diámetro	Espesor	Peso
[pulg]	[mm]	[kg/m]
24	16	233
	17,5	255
26	16	253
	17,5	277
28	16	273
	17,5	299
30	16	293
	17,5	321
32	16	313
	17,5	343
34	16	333
	17,5	365

El precio de la energía eléctrica tiene como valor medio 95 [US\$/MWh] según los antecedentes. El precio del acero y la protección catódica definen la inversión en el sistema de transporte de agua. El precio de la protección catódica se fija en 30 [US\$/m] y el montaje en 55 [US\$/m]. El precio del acero se establece en 2,0 [US\$/kg] y el montaje de las tuberías se puede despreciar ya que se considera que el valor es el mismo para diferentes diámetros. Cabe mencionar que sólo se considera protección catódica para el caso de agua de mar salada.

Esta información confidencial se obtiene a partir de la investigación de *benchmarking* respecto a proyectos ingenieriles y es actualizada al año 2012 aproximadamente. Como los precios anteriores son referenciales y afectos a las fluctuaciones del mercado, se realiza una sensibilización de la evaluación de costos para tres precios distintos de cada insumo resultando en nueve escenarios para cada tipo de agua, donde el valor de la energía eléctrica varía entre 90 – 100 [US\$/MWh] y el acero entre 1.800 – 2.200 [US\$/ton]. Por último, el valor de la tasa de descuento utilizada en la evaluación económica es igual a 12%.

Tabla 12: Resumen de precios y parámetros para el cálculo del sistema de impulsión

Ítem	Precio	Parámetro	Valor
Acero [US\$/kg]	2,0	C. Rugosidad Salada	0,6
Electricidad [US\$/MWh]	95,0	Desgaste Salada [mm/año]	0,5
P. Catódica [US\$/m]	85,0	C. Rugosidad Permeada	0,07
Tasa de Descuento [%]	12,0	Desgaste Permeada [mm/año]	0,2

## 4.2 Resultados

Los resultados se presentan en la Tabla 13 y 14, en las cuales se destaca el mayor valor presente neto de los costos en cada escenario de precios. En la columna escenario de estas tablas, la sigla “e” representa el precio de la energía eléctrica en [US\$/MWh] y la sigla “a” representa el precio del acero en [US\$/ton]. El diámetro expuesto es el exterior y las cifras en paréntesis y de color rojo representan valores negativos (costos).

Tabla 13: Inversión y VPN de costos directos para cada diámetro en agua salada

Escenario	Diámetro [pulg]	26	28	30	32	34
e: 90 a: 1800	Inv. [MUS\$]	\$91.58	\$97.82	\$104.06	\$110.30	\$116.54
	VPN [MUS\$]	(\$250.61)	(\$243.35)	(\$241.06)	(\$241.75)	(\$244.27)
e: 90 a: 2000	Inv. [MUS\$]	\$100.31	\$107.24	\$114.18	\$121.11	\$128.05
	VPN [MUS\$]	(\$259.34)	(\$252.77)	(\$251.18)	(\$252.56)	(\$255.77)
e: 90 a: 2200	Inv. [MUS\$]	\$109.04	\$116.67	\$124.30	\$131.92	\$139.55
	VPN [MUS\$]	(\$268.07)	(\$262.19)	(\$261.30)	(\$263.37)	(\$267.28)
e: 95 a: 1800	Inv. [MUS\$]	\$91.58	\$97.82	\$104.06	\$110.30	\$116.54
	VPN [MUS\$]	(\$259.45)	(\$251.43)	(\$248.67)	(\$249.05)	(\$251.37)
e: 95 a: 2000	Inv. [MUS\$]	\$100.31	\$107.24	\$114.18	\$121.11	\$128.05
	VPN [MUS\$]	(\$268.18)	(\$260.86)	(\$258.79)	(\$259.86)	(\$262.87)
e: 95 a: 2200	Inv. [MUS\$]	\$109.04	\$116.67	\$124.30	\$131.92	\$139.55
	VPN [MUS\$]	(\$276.91)	(\$270.28)	(\$268.91)	(\$270.67)	(\$274.37)
e: 100 a: 1800	Inv. [MUS\$]	\$91.58	\$97.82	\$104.06	\$110.30	\$116.54
	VPN [MUS\$]	(\$268.28)	(\$259.52)	(\$256.29)	(\$256.35)	(\$258.46)
e: 100 a: 2000	Inv. [MUS\$]	\$100.31	\$107.24	\$114.18	\$121.11	\$128.05
	VPN [MUS\$]	(\$277.01)	(\$268.94)	(\$266.40)	(\$267.17)	(\$269.97)
e: 100 a: 2200	Inv. [MUS\$]	\$109.04	\$116.67	\$124.30	\$131.92	\$139.55
	VPN [MUS\$]	(\$285.74)	(\$278.36)	(\$276.52)	(\$277.98)	(\$281.47)

Observando las Tablas 13 y 14, es evidente que el diámetro escogido es de 30 [pulg] para el caso de agua de mar salada y 28 [pulg] para el caso de agua de mar desalinizada. Cabe destacar que estos diámetros son óptimos considerando la tubería como la variable de decisión principal. En la Figura 19 se exhibe el comportamiento del valor presente neto de costos, en función del diámetro para el escenario base en cada tipo de agua. Este escenario base es el considerado en la evaluación comparativa y contempla los precios de los insumos exhibidos en la Tabla 12.

Tabla 14: Inversión y VPN de costos directos para cada diámetro en agua permeada

Escenario	Diámetro	24	26	28	30	32
e: 90 a: 1800	Inv. [MUS\$]	\$66.09	\$71.77	\$77.44	\$83.11	\$88.79
	VPN [MUS\$]	(\$219.01)	(\$211.54)	(\$209.16)	(\$209.71)	(\$212.02)
e: 90 a: 2000	Inv. [MUS\$]	\$73.44	\$79.74	\$86.04	\$92.35	\$98.65
	VPN [MUS\$]	(\$226.35)	(\$219.51)	(\$217.76)	(\$218.94)	(\$221.89)
e: 90 a: 2200	Inv. [MUS\$]	\$80.78	\$87.71	\$94.65	\$101.58	\$108.52
	VPN [MUS\$]	(\$233.69)	(\$227.49)	(\$226.37)	(\$228.18)	(\$231.75)
e: 95 a: 1800	Inv. [MUS\$]	\$66.09	\$71.77	\$77.44	\$83.11	\$88.79
	VPN [MUS\$]	(\$227.50)	(\$219.30)	(\$216.47)	(\$216.74)	(\$218.87)
e: 95 a: 2000	Inv. [MUS\$]	\$73.437	\$79.741	\$86.04	\$92.35	\$98.65
	VPN [MUS\$]	(\$234.84)	(\$227.28)	(\$225.08)	(\$225.98)	(\$228.73)
e: 95 a: 2200	Inv. [MUS\$]	\$80.78	\$87.71	\$94.65	\$101.58	\$108.52
	VPN [MUS\$]	(\$242.19)	(\$235.25)	(\$233.68)	(\$235.21)	(\$238.60)
e: 100 a: 1800	Inv. [MUS\$]	\$66.09	\$71.77	\$77.44	\$83.11	\$88.79
	VPN [MUS\$]	(\$236.00)	(\$227.07)	(\$223.79)	(\$223.77)	(\$225.71)
e: 100 a: 2000	Inv. [MUS\$]	\$73.44	\$79.74	\$86.04	\$92.35	\$98.65
	VPN [MUS\$]	(\$243.34)	(\$235.04)	(\$232.40)	(\$233.01)	(\$235.58)
e: 100 a: 2200	Inv. [MUS\$]	\$80.78	\$87.71	\$94.65	\$101.58	\$108.52
	VPN [MUS\$]	(\$250.68)	(\$243.02)	(\$241.00)	(\$242.24)	(\$245.44)

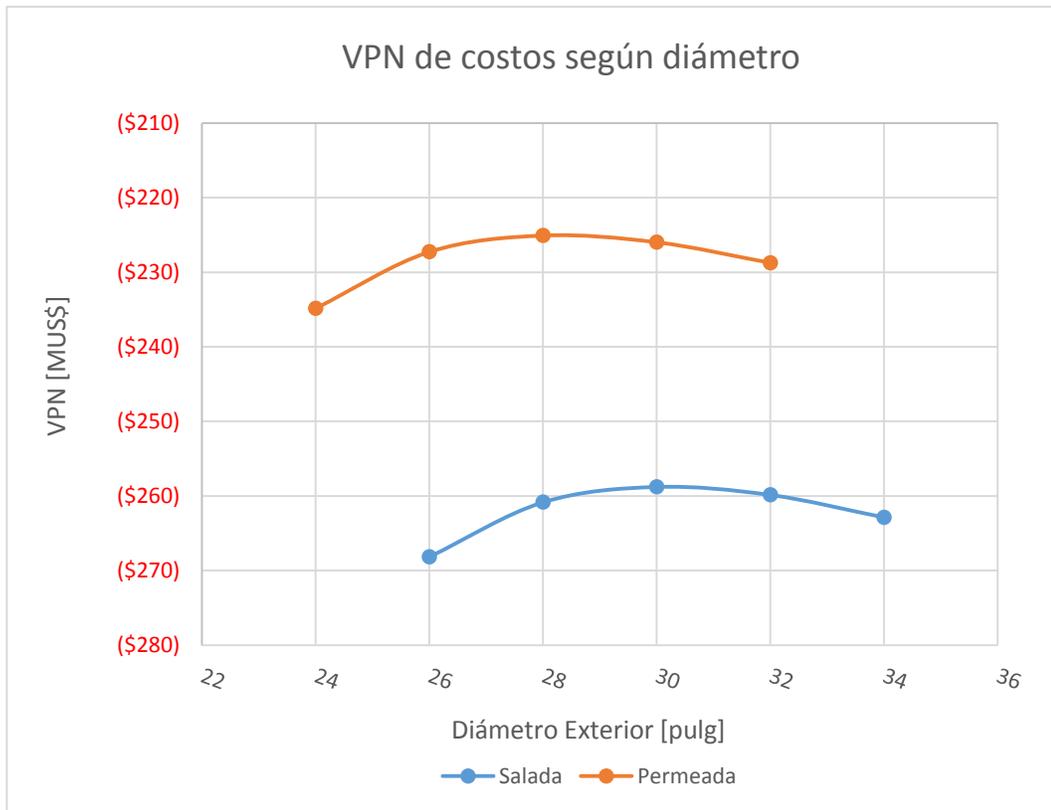


Figura 19: VPN de los costos de impulsión de agua en función del diámetro

La separación de la línea de impulsión de agua en estaciones de bombeo se exhibe en las Tablas 15 y 16, para el caso de agua salada y desalinizada respectivamente. Se incluye la ubicación en el trayecto del conducto, la altura sobre el nivel del mar, el consumo energético y el gasto anual, entre otros. Es importante destacar que el consumo energético y gasto operacional que ahí se exhiben, están calculados para el primer año de operación sin considerar el desgaste y el aumento de rugosidad operacional. El detalle del cálculo y los equipos considerados se presentan en el Anexo F.

*Tabla 15: Impulsión de agua separada por estaciones de bombeo, caso agua salada*

Estación de Bombeo	Trayecto [km]	Elevación [m.s.n.m.]	Flujo Diseño [l/s]	TDH [m]	E. Consumida [kWh]	Gasto Anual [MUS\$]
EB1	6,3	30	578,7	1.080	7.707	6,29
EB2	85,0	1.100	578,7	637	4.548	3,71
EB3	21,8	1.600	578,7	535	3.819	3,11
EB4	22,5	2.100	578,7	536	3.827	3,12
EB5	17,4	2.600	578,7	528	3.768	3,07

*Tabla 16: Impulsión de agua separada por estaciones de bombeo, caso agua permeada*

Estación de Bombeo	Trayecto [km]	Elevación [m.s.n.m.]	Flujo Diseño [l/s]	TDH [m]	E. Consumida [kWh]	Gasto Anual [MUS\$]
EB1	6,3	30	578,7	1.084	7.530	6,14
EB2	85,0	1.100	578,7	692	4.805	3,92
EB3	21,8	1.600	578,7	549	3.814	3,11
EB4	22,5	2.100	578,7	551	3.825	3,12
EB5	17,4	2.600	578,7	539	3.745	3,05

## 5 Tratamiento de agua de mar

El agua de mar debe ser tratada previo a su transporte a la planta de procesamiento, independiente de si se desaliniza o no. El sistema de toma de agua por ejemplo, es un punto en común para ambos tipos de suministro de agua de mar, al igual que la adición de componentes químicos anti-corrosivos. En este capítulo se detallan los costos de inversión y operacionales de ambos tipos de tratamiento del agua. Los procesos e instalaciones consideradas se detallan en el siguiente apartado; estos se establecieron gracias a la investigación de *benchmarking* sobre operaciones y proyectos de suministro de agua de mar para plantas procesadoras de minerales.

La investigación de precios, costos y configuraciones se lleva a cabo en terreno gracias a las reuniones con agentes del mercado (empresas de ingeniería y empresas mineras). La información presentada en este capítulo está clasificada como confidencial por parte de los agentes colaboradores, por lo que no se presentan las referencias y se utilizan valores aproximados a los reales. La mayor parte de la información está actualizada al año 2012/2013 y las fuentes provienen de operaciones y proyectos similares al modelado en este trabajo de título.

### 5.1 Principales componentes del suministro de agua salada

- Sistema de colección de agua de mar y descarga en la costa de agua de mar residual (caja de bombeo sumergida).
- Planta de tratamiento de agua de mar; que remueve residuos sólidos y materia orgánica, para evitar que el efecto de marea roja y el florecimiento de algas, afecten al sistema de impulsión de agua. Los procesos unitarios considerados son:
  - Trampas de arena.
  - Flotación con aire disuelto (DAF).
- Filtración en profundidad (1 paso).

- Sistema de separación de sólidos.
- Sistema de tratamiento anticorrosivo que considera la adición de una sustancia química eliminadora del oxígeno disuelto en el agua (metabisulfito de sodio), hipoclorito de sodio y la adición de un agente anti-corrosivo.

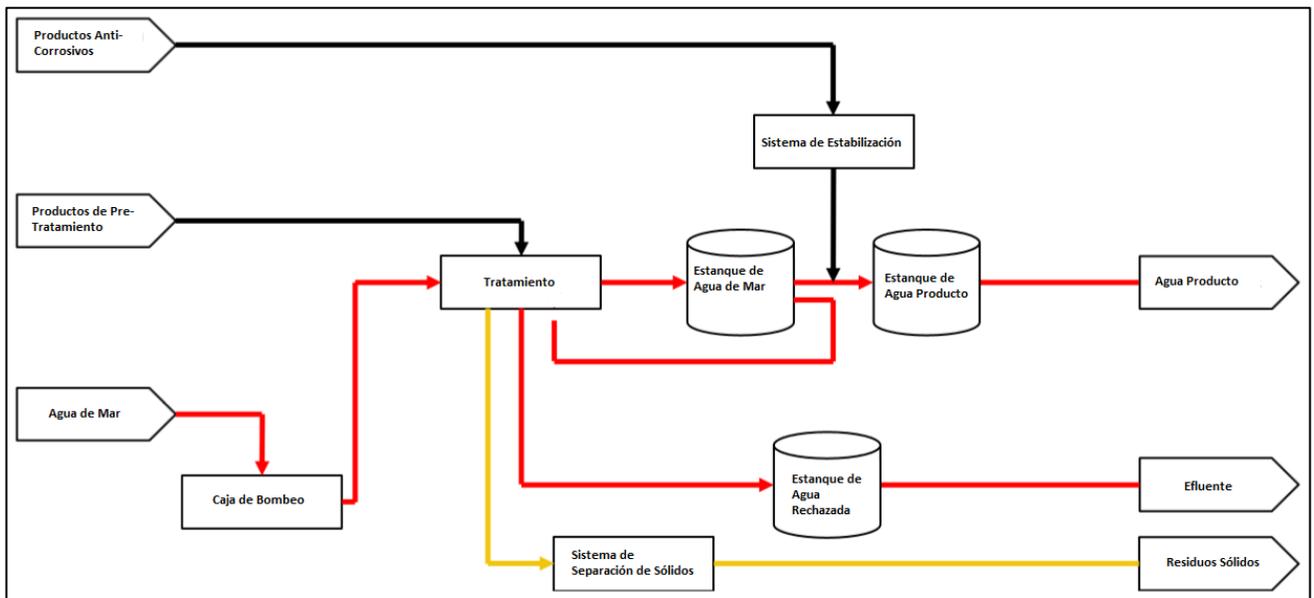


Figura 20: Flowsheet del tratamiento de agua salada

## 5.2 Principales componentes del suministro de agua desalinizada

- Sistema de colección de agua de mar y descarga en la costa de agua de mar residual (caja de bombeo sumergida).
- Planta de pre-tratamiento de agua de mar que remueve residuos sólidos y materia orgánica, para evitar que el efecto de marea roja y el florecimiento de algas dañinas, afecten a las membranas separadoras. Los procesos unitarios considerados son:
  - Coagulación, floculación y dosificación de productos químicos.
  - Flotación con aire disuelto (DAF).

- Sistema de separación de sólidos.
  - Doble filtración en profundidad (UF: ultrafiltración)
  - Micro-filtración
- Planta de Osmosis Inversa con sistema recuperador de energía.
- Sistema de limpieza en terreno de membranas (CIP). Sistema de neutralización de agua de lavado de las membranas.
- Sistema de estabilización del agua con productos químicos; que considera la adición de cal y anhídrido carbónico para reducir significativamente las características corrosivas del agua desalinizada.
- Sistema de tratamiento anti-corrosivo para proteger los ductos de impulsión de agua, que involucra la remoción de oxígeno con tecnología de membranas, la adición de metabisulfito de sodio para el oxígeno restante y la adición de un agente anticorrosivo.

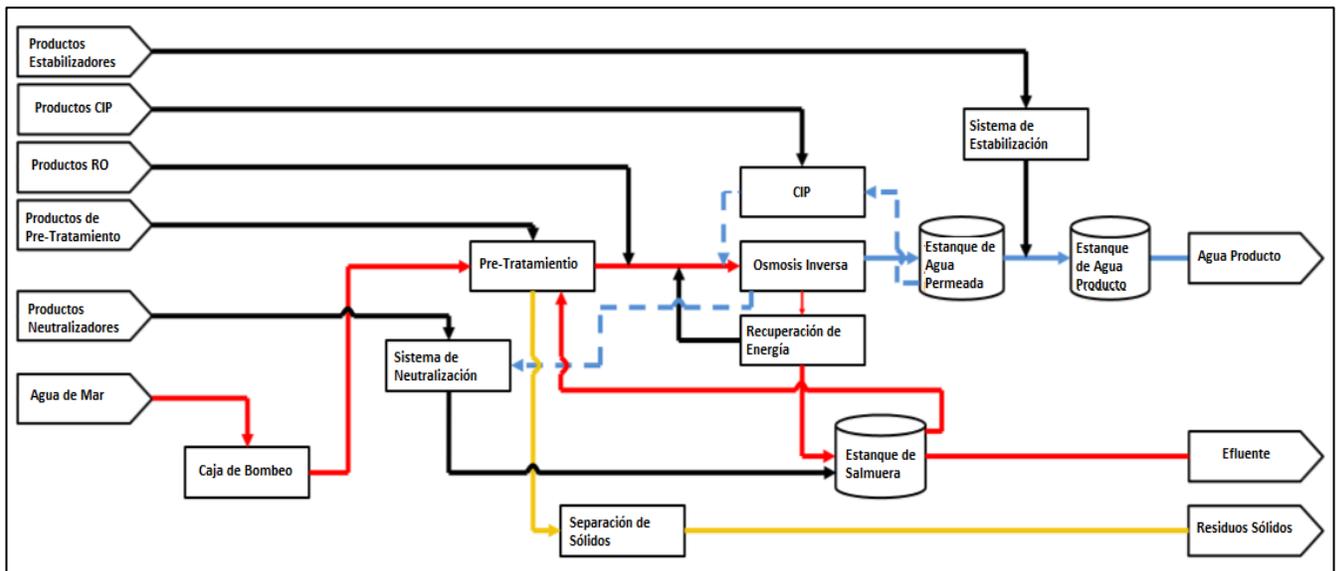


Figura 21: Flowsheet del tratamiento de agua desalinizada

### 5.3 CAPEX del tratamiento de agua de mar

Tabla 17: Desglose de las inversiones principales para las plantas de tratamiento

Ítem	Unidad	Salada	Permeada
<b>Toma y descarga de agua</b>			
Caja profunda de toma	MUS\$	0,3	0,6
Sistema de toma	MUS\$	5,2	8,2
Sentina de transferencia	MUS\$	5,5	8,7
Bombas	MUS\$	4,1	6,2
Sala eléctrica	MUS\$	0,9	1,4
Estanque de salmuera	MUS\$	0,2	0,3
Sistema de descarga de salmuera	MUS\$	3,8	6,7
Clorinación	MUS\$	0,1	0,1
<b>Total toma y descarga de agua</b>	MUS\$	20,1	32,2
<b>Pretratamiento</b>			
Coagulación - Floculación	MUS\$	0,5	0,8
Filtrado multibed	MUS\$	3,4	4,5
Bombas	MUS\$	3,2	5,1
Tuberías	MUS\$	5,0	7,2
<b>Total pretratamiento</b>	MUS\$	12,1	17,6
<b>Sistema eléctrico pretratamiento</b>			
<b>Total sistema eléctrico pretratamiento</b>	MUS\$	1,7	N/A
<b>Equipos y materiales</b>			
<b>Total equipos y materiales</b>	MUS\$	8,0	24,1
<b>Osmosis Inversa</b>			
Bombas	MUS\$	N/A	9,4
Tuberías	MUS\$	N/A	8,0
Naves presurizadas	MUS\$	N/A	1,6
Membranas	MUS\$	N/A	6,4
Estanques	MUS\$	N/A	1,8
Instrumentación	MUS\$	N/A	0,8
Edificación	MUS\$	N/A	4,6
Electricidad	MUS\$	N/A	7,5
<b>Total osmosis inversa</b>	MUS\$	0,0	40,1
<b>Post tratamiento</b>			
Equipo de adición Ca(OH) <sub>2</sub>	MUS\$	N/A	0,4
Equipo de adición CO <sub>2</sub>	MUS\$	N/A	0,1
Estanques	MUS\$	2,5	2,0
Equipo de adición de agente secuestrante de O <sub>2</sub>	MUS\$	1,4	0,8
Equipo de adición de inhibidor de corrosión	MUS\$	1,4	0,8
<b>Total post tratamiento</b>	MUS\$	5,3	4,1

<b>Trabajos Civiles</b>			
<b>Total trabajos civiles</b>	MUS\$	8,5	14,2
<b>Ingeniería de la planta de tratamiento</b>			
<b>Total ingeniería de la planta de tratamiento</b>	MUS\$	2,6	7,5
<b>Instalaciones y servicios</b>			
<b>Total instalaciones y servicios</b>	MUS\$	3,9	8,6
<b>Trabajos tempranos</b>			
<b>Total trabajos tempranos</b>	MUS\$	1,8	3,2
<b>Total Costos Directos</b>	MUS\$	<b>64,0</b>	<b>151,6</b>

## 5.4 OPEX del tratamiento de agua de mar

### 5.4.1 Personal

Tabla 18: Costos de empleados para cada planta de tratamiento

<b>Agua Salada</b>			
Ítem	US\$/mes/persona	N°	kUS\$/año
Superintendente	8.333	1	100
Analistas/Técnicos/Ingenieros	4.167	2	100
Operadores/Asistentes	3.333	8	320
Guardias	2.083	4	100
Asistentes de Limpieza	2.083	2	50
<b>Total</b>		<b>16</b>	<b>670</b>
<b>Agua Desalinizada</b>			
Ítem	US\$/mes/persona	N°	kUS\$/año
Superintendente	8.333	1	100
Analistas/Técnicos/Ingenieros	4.167	4	200
Operadores/Asistentes	3.333	15	600
Guardias	2.083	4	100
Asistentes de Limpieza	2.083	4	100
<b>Total</b>		<b>28</b>	<b>1.100</b>

### 5.4.2 Consumo energético

El consumo energético de ambos tratamientos del agua de mar se calcula según la potencia eléctrica consumida por las bombas de agua, que circulan el insumo a través de los procesos estipulados al comienzo de este capítulo. Las presiones necesarias del sistema de bombeo vienen dadas por la configuración de distancias y el sistema de tuberías y válvulas de la planta de tratamiento. Estos valores se adoptan desde la información referencial mencionada al comienzo del capítulo.

El desglose del consumo energético de cada tratamiento se exhibe en el Anexo H, dado el tamaño de las tablas de información que incluyen varios ítems y parámetros involucrados en este cálculo. Es importante destacar que la información recopilada por *benchmarking* es ajustada a los flujos y características de la operación modelo; los datos relevantes adoptados son principalmente las presiones consideradas, las eficiencias de bombas y motores, y la utilización diaria según los requerimientos de cada proceso. En la Tabla 19 se exhiben los resultados del gasto anual en energía eléctrica para las plantas de tratamiento:

Tabla 19: Consumo energético de las plantas de tratamiento

	Permeada	Salada
<b>Consumo Diario [MWh/d]</b>	197,7	21,4
<b>Consumo Específico [kWh/m<sup>3</sup>]</b>	3,95	0,43
<b>Gasto Anual [MUS\$]</b>	6,72	0,73

Es indispensable mencionar los siguientes parámetros determinantes en estos resultados: la razón de producción se fija en 43% para el caso de la desalinizadora, es decir que sólo esta cantidad del agua extraída del mar, se convierte en agua producto y el resto se devuelve como efluente de salmuera. Además se considera también un 8% de agua extra para los procesos de pre-tratamiento en ambos casos, como lo son la flotación con aire disuelto y la separación de sólidos. En el caso de la desalinización por osmosis inversa, el gasto energético de la fase de alta presión se reduce en un 40% gracias al dispositivo de recuperación de energía, como se aprecia en el Anexo H. Por último, el gasto anual considera una utilización del 98% al igual que el sistema de impulsión de agua.

### 5.4.3 Dosificación de agentes químicos

A pesar de que no se cuenta con el análisis químico de las aguas utilizadas en las pruebas de flotación, es muy probable que hayan sido sometidas a tratamientos de estabilización y neutralización con agentes químicos similares a los presentados a continuación. Algunos de los compuestos tienen como misión reducir las características corrosivas de ambos tipos de agua y otros prevenir daño a las membranas o al sistema de filtración de agua. Nuevamente, las dosis y precios de las sustancias utilizadas para el cálculo del costo operacional de cada planta de tratamiento, son determinados con la información de *benchmarking* recolectada durante la realización del trabajo de título.

Tabla 20: Consumo de agentes químicos en planta desalinizadora

Ítem	Unidad	Área de Desalinización				Agua Producto		Impulsión/Bombeo	
		NaClO	FeCl <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	A - I	CAL	CO <sub>2</sub>	I - C	Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Dosis	mg/l	7	20	20	4	75	98	10	19,5
Uso (base 24 h/d)	%	5%	100%	100%	100%	85%	100%	100%	100%
Flujo nominal	m <sup>3</sup> /h	4.845	4.845	4.845	4.845	2.083	2.083	2.083	2.083
Consumo de agente	kg/d	198	2.540	1.073	235	1.124	1.198	327	1.135
Precio agente	USD\$/kg	0,39	0,03	0,23	5,00	0,18	0,66	2,35	1,75
<b>OPEX</b>	<b>MUS\$</b>	<b>1,90</b>							

Tabla 21: Consumo de agentes químicos en planta de suministro de agua salada

Ítem	Unidad	Pre-tratamiento		Impulsión/Bombeo		
		NaClO	FeCl <sub>3</sub>	NaClO	I - C	Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Dosis	mg/l	7	20	3	15	58,5
Uso (base 24 h/d)	%	5%	100%	5%	100%	100%
Flujo nominal	m <sup>3</sup> /h	2.083	2.083	2.083	2.083	2.083
Consumo de Agente	kg/d	68	886	27	532	4.015
Precio agente	USD\$/kg	0,39	0,03	0,39	2,35	1,75
<b>OPEX</b>	<b>MUS\$</b>	<b>2,98</b>				

Las siglas A - I e I - C corresponden a los agentes anti-incrustantes e inhibidores de corrosión respectivamente. Se observa que el gasto anual directo en los compuestos químicos es menor en el caso de la planta de suministro de agua permeada; esto se debe al menor consumo de metabisulfito de sodio (Na<sub>2</sub>S<sub>2</sub>O<sub>5</sub>). El compuesto más barato del mercado es el cloruro de hierro (FeCl<sub>3</sub>) y el más caro es el anti-incrustante. A pesar de esto, ambos costos operacionales son fundamentalmente determinados por el consumo de metabisulfito de sodio.

#### 5.4.4 Recambio de elementos filtrantes

A pesar de que en ambas plantas de tratamiento hay elementos filtrantes, sólo se considera un gasto operacional significativo el recambio de membranas y filtros de cartucho en la planta desalinizadora mediante osmosis inversa. En la Tabla 22 se encuentra el detalle del recambio de estos objetos.

Tabla 22: Consideraciones para el recambio de elementos filtrantes

Categoría	Unidad	Valor
<b>Osmosis Inversa</b>		
Total membranas	N°	5.600
Costo membrana 1er paso	US\$/memb	500
Costo membrana 2do paso	US\$/memb	300
Vida útil membranas	Años	3
Reemplazo	Membs/año	1.867
<b>Filtros de Cartucho</b>		
Total filtros	N°	3.560
Vida útil filtros	Meses	0,1
Reemplazo	Filtros/mes	35.600
Costo de reemplazo	US\$/filtro	48
<b>Costo Anual Repuestos Planta</b>	<b>MUS\$</b>	<b>20,86</b>

Cabe destacar que la vida útil de las membranas en ambos pasos es similar y se considera que hay un 60% del primer tipo y un 40% del segundo. La cantidad de membranas y filtros es estimada según las referencias estipuladas al comienzo de este capítulo. Este costo operacional específico es determinante en la comparación del *OPEX* de ambos tipos de suministros.

## 6 Evaluación económica comparativa

Para realizar la evaluación económica comparativa se toman en cuenta los siguientes factores principales de cada capítulo estructural:

- 1) Pruebas de flotación: la diferencia de recuperación metalúrgica de cada especie para los casos extremos (agua permeada y agua de mar salada), produce un efecto en la cuantificación de ingresos anuales; para esta evaluación se considera la diferencia monetaria afectada a los costos comerciales que se detallan más adelante. Además, se incluye el costo operacional del consumo de cal como agente estabilizador, pero no se considera la diferencia obtenida experimentalmente como se explica más adelante.
- 2) Impulsión de agua: para la evaluación se toma en cuenta el consumo energético del sistema para cada tipo de agua, la inversión diferencial en el consumo de acero y la inclusión de una protección catódica a lo largo del ducto en el caso de agua de mar salada. No se incluyen inversiones del sistema de bombeo, obras civiles ni el montaje, ya que no producen diferencias económicas entre ambos casos. Se considera que el costo directo de válvulas y accesorios es igual a un 3% de la inversión en las tuberías.
- 3) Tratamiento de agua: todos los datos de costos presentados en este capítulo se incluyen en la evaluación final. El consumo energético representa una diferencia importante en el *OPEX*, al igual que el recambio de elementos filtrantes.

## 6.1 Comparación del OPEX del suministro de agua

Tabla 23: Costos operacionales del suministro de agua de mar

<b>Agua Salada</b>		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Sistema de tratamiento de agua	MUS\$	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4
Sistema de impulsión	MUS\$	19,3	20,0	20,3	20,6	20,8	20,9	21,1	21,2	21,4	21,5
<b>Total Salada</b>	<b>MUS\$</b>	<b>23,7</b>	<b>24,3</b>	<b>24,7</b>	<b>24,9</b>	<b>25,1</b>	<b>25,3</b>	<b>25,5</b>	<b>25,6</b>	<b>25,7</b>	<b>25,9</b>
<b>Agua Permeada</b>											
Sistema de tratamiento de agua	MUS\$	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6
Sistema de impulsión	MUS\$	19,3	19,5	19,7	19,8	19,9	20,0	20,1	20,2	20,2	20,3
<b>Total Permeada</b>	<b>MUS\$</b>	<b>49,9</b>	<b>50,1</b>	<b>50,3</b>	<b>50,4</b>	<b>50,5</b>	<b>50,6</b>	<b>50,7</b>	<b>50,8</b>	<b>50,8</b>	<b>50,9</b>
<b>Diferencia de Opex</b>	<b>MUS\$</b>	<b>26,2</b>	<b>25,8</b>	<b>25,6</b>	<b>25,5</b>	<b>25,4</b>	<b>25,3</b>	<b>25,2</b>	<b>25,2</b>	<b>25,1</b>	<b>25,0</b>

<b>Agua Salada</b>		11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Sistema de tratamiento de agua	MUS\$	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4	4,4
Sistema de impulsión	MUS\$	21,6	21,7	21,8	21,9	22,0	22,0	22,1	22,2	22,3	22,3
<b>Total Salada</b>	<b>MUS\$</b>	<b>26,0</b>	<b>26,1</b>	<b>26,2</b>	<b>26,3</b>	<b>26,3</b>	<b>26,4</b>	<b>26,5</b>	<b>26,6</b>	<b>26,7</b>	<b>26,7</b>
<b>Agua Permeada</b>											
Sistema de tratamiento de agua	MUS\$	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6	30,6
Sistema de impulsión	MUS\$	20,4	20,4	20,5	20,5	20,6	20,6	20,7	20,7	20,8	20,8
<b>Total Permeada</b>	<b>MUS\$</b>	<b>51,0</b>	<b>51,0</b>	<b>51,1</b>	<b>51,1</b>	<b>51,2</b>	<b>51,2</b>	<b>51,3</b>	<b>51,3</b>	<b>51,4</b>	<b>51,4</b>
<b>Diferencia de Opex</b>	<b>MUS\$</b>	<b>25,0</b>	<b>24,9</b>	<b>24,9</b>	<b>24,9</b>	<b>24,8</b>	<b>24,8</b>	<b>24,8</b>	<b>24,7</b>	<b>24,7</b>	<b>24,7</b>

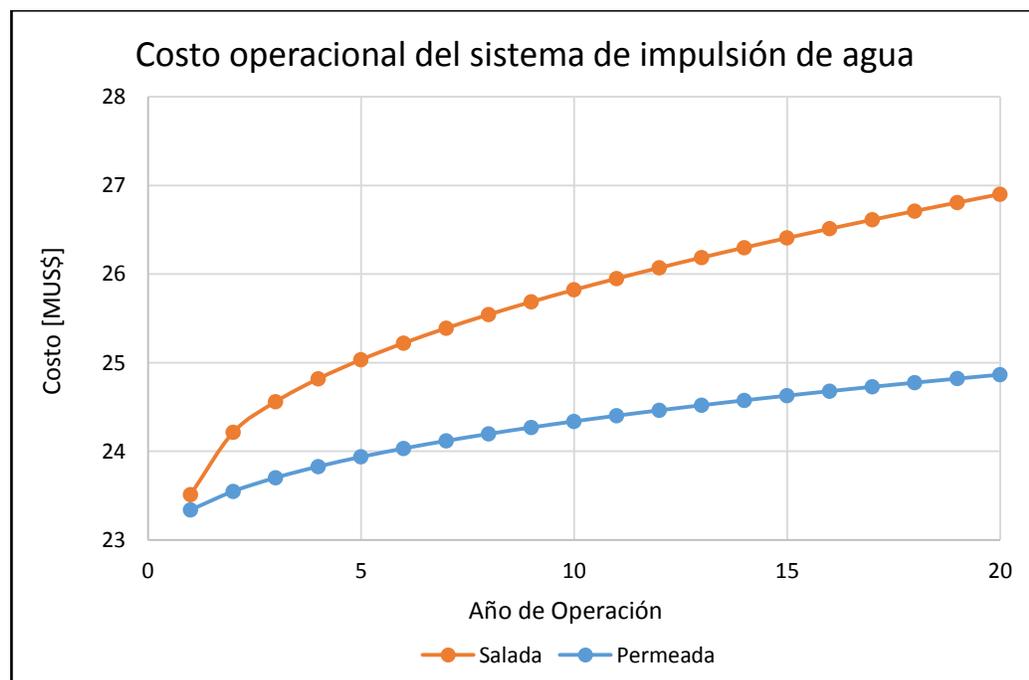
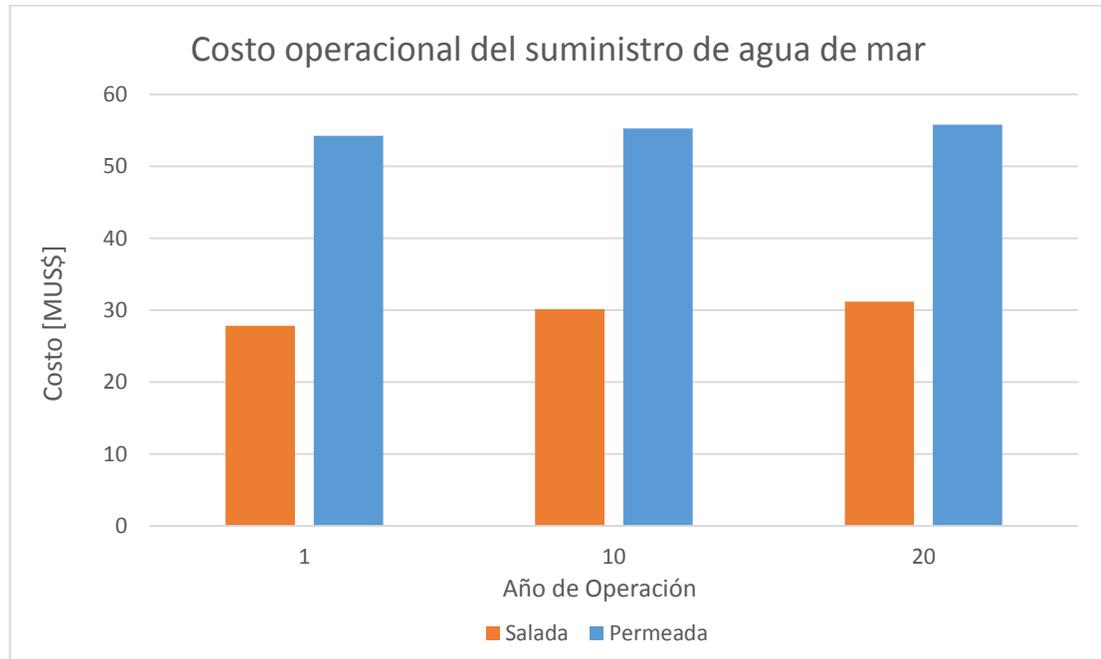


Figura 22: Costo operacional del sistema de impulsión de agua

En la Figura 22 se refleja el costo operacional creciente de la impulsión de agua en ambos casos según el modelo de desgaste; se observa que este crecimiento es mayor en el caso de agua salada. La Figura 22 y 23 resumen en forma gráfica la Tabla 25.



**Figura 23: Costo operacional del suministro de agua de mar**

## 6.2 Consideraciones de la evaluación económica

Las consideraciones para realizar la evaluación económica comparativa son las siguientes:

- Según la evidencia de las pruebas experimentales de flotación, el comportamiento de la recuperación de cobre con la utilización de agua salada, al parecer no difiere de aquél que se tiene con agua permeada. Por lo tanto, sólo se considera como ingresos anuales, la diferencia de beneficios obtenidos gracias a la mayor recuperación metalúrgica de molibdeno en los concentrados. Para calcular dichos beneficios se consideran los siguientes parámetros comerciales:

Tabla 24: Consideraciones para la evaluación económica

Días prod / año	360	TC Cu [USD\$/t]	85
Ley Cu Mineral [%]	1,13	RC Cu [USD\$/lb]	0,085
Ley Mo Mineral [%]	0,217	RC Mo [USD\$/lb]	0.8
Precio Cu [US\$/lb]	2,0	Ley Cu Conc [%]	33
Precio Mo [US\$/lb]	8,0	Ley Mo Conc [%]	50
Factor Conversión [lbs/t]	2.204,62	Humedad Conc [%]	9
Pérdidas Transporte [%]	1	F-M Cu [USD\$/wt]	57
Cu Pagable [%]	96,0	F-M Mo [USD\$/dt]	40
Mo Pagable [%]	96,0	Seguros [%]	0,04

Las leyes consideradas del mineral de producción, son las leyes reales calculadas a partir de los resultados de las pruebas de flotación. El precio del cobre y del molibdeno son valores conservadores utilizados normalmente para incluir un factor de seguridad a la evaluación. Los valores adoptados como castigo por impurezas son obtenidos desde la investigación de *benchmark*. No todos los parámetros fueron tomados en consideración dado que la recuperación de cobre es igual en ambos tipos de agua por ejemplo. La sigla F-M significa *freight and management*, lo que traducido al español es flete y administración, es decir que son los costos de transporte hacia el puerto.

- Las pruebas de flotación revelaron un consumo excesivo de cal en el caso de las pruebas con agua salada (9,0 [kg/ton] aproximadamente). Para la evaluación comparativa se adopta un valor más conservador: 0,87 [kg/ton] para el caso de agua desalinizada (dato medido en el laboratorio) y 2,61 [kg/ton] para el caso de agua de mar salada, lo que corresponde al triple del consumo en agua permeada.
- Para los costos operacionales energéticos se considera el mismo precio de la energía utilizado para el cálculo del diámetro óptimo (95 [US\$/MWh]). Además se considera una protección catódica de la tubería en el caso de agua de mar, la cual tiene un costo de 85 [US\$/m]; lo que significa una inversión extra de 13 [MUS\$] para el caso de agua salada.

- Las inversiones consideran una depreciación lineal y en el caso de la planta de osmosis inversa, esta posee un valor residual al cabo de los 20 años de operación, el cual es igual al 10% de la inversión inicial de esta planta de tratamiento.

Tabla 25: Valores incluidos en la evaluación económica

Depreciación Lineal [años]	10
Inversión Diferencial Planta [MUS\$]	87,7
Inversion Diferencial Impulsión [MUS\$]	-28,1
Inversion Total Diferencial [MUS\$]	59,5
Depreciación Anual [MUS\$]	6,0
Valor Libro [MUS\$]	-59,5
Valor Residual [MUS\$]	8,8
Ganancia de Capital [MUS\$]	68,3
Impuestos [%]	19

Las inversiones de la planta de tratamiento de agua y del sistema de impulsión de agua que aparecen en la Tabla 25, son las diferencias de las inversiones para cada tipo de agua siguiendo este orden: Inv. agua permeada – Inv. agua salada. Por lo tanto, la consideración más importante de la evaluación es que el valor presente neto corresponde a la valorización del proyecto de suministro de agua de mar desalinizada restándole los valores del proyecto de suministro de agua de mar salada; considerando también el efecto metalúrgico de ambos tipos de agua sobre el molibdeno. La inversión total diferencial es de 59,5 [MUS\$] y ésta tiene una depreciación lineal en 10 años. Por último, el valor residual solo considera la inversión diferencial de la planta de tratamiento de agua y no aquella correspondiente al sistema de impulsión de agua.

### 6.3 Resultados de la evaluación comparativa

La evaluación arroja los resultados que se exhiben en la Tabla 26 para los panoramas de insumos baratos (favorable), caso base e insumos caros (desfavorable); se consideran los mismos rangos de precios del acero y de la energía eléctrica estipulados en el capítulo del sistema de impulsión de agua. Se puede observar en dicha tabla que la evaluación arroja como resultado principal que conviene implementar - para las condiciones y factores dados – el proyecto con suministro de agua de mar desalinizada o permeada (ambos términos se utilizan en este estudio).

Tabla 26: VPN de la evaluación comparativa

Adverso	VPN (8%)	VPN (10%)	VPN (12%)
MUS\$	815,1	699,3	606,6
Caso Base	VPN (8%)	VPN (10%)	VPN (12%)
MUS\$	815,9	699,8	606,8
Favorable	VPN (8%)	VPN (10%)	VPN (12%)
MUS\$	816,6	700,3	607,1

En la Tabla 26 se puede apreciar que el resultado principal es insensible a la variación en el precio de la energía eléctrica y el acero. Esto se debe principalmente a que la diferencia de consumo energético y de acero, no afectan al resultado de la evaluación comparativa tanto como el efecto metalúrgico entre ambos tipos de agua. Para reforzar esta idea se realiza una sensibilización con respecto al precio de mercado del molibdeno. En la Tabla 27 se exhibe el resultado de la evaluación comparativa con otros 2 escenarios: uno desfavorable con el precio del molibdeno igual a 7,0 [US\$/lb] y otro muy desfavorable con 6,0 [US\$/lb]. Cabe destacar que el precio en el caso base (8,0 [US\$/lb]), es un valor conservador ya que COCHILCO estimó el precio del molibdeno en 11,5 [US\$/lb] para el 2013 y en 12,5 [US\$/lb] para el 2014 [COCHILCO, 2013].

Tabla 27: Sensibilización de la evaluación respecto al precio del molibdeno

Adverso	VPN (8%)	VPN (10%)	VPN (12%)
MUS\$	679,6	581,7	503,2
Muy Adverso	VPN (8%)	VPN (10%)	VPN (12%)
MUS\$	543,4	463,6	399,6

## 7 Discusión

La evaluación comparativa realizada tiene varios fundamentos centrales que constituyen análisis con mucha información de campo, metodología de cálculo y desarrollo. La discusión que por lógica se centra en la validez de la evaluación económica, se instaura debido al acoplamiento de los factores incluidos en ella. Por ejemplo, las pruebas experimentales de flotación con agua de mar aportan la información de la recuperación metalúrgica de las especies en cuestión. Con esto se limita el alcance de la evaluación dado que la información obtenida en los ensayos se restringe al mineral procesado, a los insumos utilizados como el agua, espumantes, colectores y a las condiciones operacionales adoptadas. Ahora bien, el mineral utilizado corresponde a una mena típica de un yacimiento pórfido cuprífero en su zona primaria y todos los otros insumos y parámetros son *ad hoc* a pruebas de flotación *rougher* estándar.

Por otro lado, los resultados obtenidos desde la flotación del mineral sulfurado en el laboratorio se limitan a una fase individual del proceso completo del procesamiento de minerales en una planta concentradora. En este estudio falta el análisis de la flotación etapa *cleaner*, con las condiciones propias de esta fase como lo son el pH de operación, el tipo de celda a utilizar, los reactivos y el flujo de aire. A pesar de esto, el argumento principal que respalda la evaluación comparativa realizada es que la planta concentradora depende fundamentalmente de la etapa *rougher*, ya que ésta determina principalmente la eficiencia de la operación metalúrgica global.

Los estudios metalúrgicos siempre son información *input* para la evaluación de proyectos de ingeniería sobre operaciones metalúrgicas. El modo de acoplamiento se basa en la reproducibilidad de los resultados de laboratorio en la planta. Para el caso de este trabajo de título se estima conveniente utilizar de manera íntegra los resultados obtenidos en los ensayos respecto a la recuperación metalúrgica del molibdeno, dada la clara y continua tendencia observada a lo largo de la batería de resultados. Como se observa en la Figura 11, la recuperación de molibdeno disminuye a medida que se aumenta la cantidad de agua salada en el proceso. Con respecto al cobre, la recuperación en los concentrados se mantiene constante en un rango de tolerancia, el cual se debe a la variabilidad inevitable en la realización de las pruebas y el error aleatorio en la medición de la masa total de las muestras, las leyes, etc.

Entonces, para reducir esa variabilidad los datos obtenidos son sometidos a una reconciliación estadística para normalizar la información experimental y cerrar los balances de masa. Las hipótesis planteadas en los antecedentes se cumplen a cabalidad, incluyendo el excesivo consumo del agente estabilizador de pH para las pruebas con agua salada. Este punto es algo controversial dado que los resultados del consumo de cal en aquellas pruebas con mayor proporción de agua son del orden de 8 - 9 [kg/ton]. Ahora bien, en las plantas de flotación se recircula el agua desde los espesadores y por lo tanto el agua input del proceso viene con un pH mayor al agua fresca incluida en la alimentación; es principalmente por esto que esta cifra parece un tanto excesiva.

Según la información recopilada en la investigación constante de data operacional, las empresas de ingeniería consideran un 100% extra para el consumo total de cal, en caso de utilizar agua de mar salada en la planta de flotación colectiva primaria. El dato de consumo para la prueba con agua permeada (0,87 [kg/ton]), se acerca a los valores normales de la industria para el agua desalinizada, por lo que se ajusta de manera perfecta a la evaluación económica. Para considerar ambas referencias, se decide utilizar un valor igual a tres veces lo consumido en agua permeada, para calcular el costo operacional de agentes químicos con agua salada.

Ahora bien, un punto relevante que podría extender este estudio comparativo - y de paso aumentar la precisión de la valoración económica de cada opción - es la reinversión y aumento de costos en mantención y repuestos en la planta concentradora, debido a la corrosión que producen ambos tipos de agua. Es un punto importante pero no vital para una evaluación comparativa entre el suministro de ambos tipos de agua. Los principales componentes de la evaluación son la inversión en una planta desalinizadora, los costos operacionales en los que ésta incurre y el efecto metalúrgico en la flotación con ambos tipos de agua. La omisión de incluir estas inversiones en el estudio se justifica por la falta de información de costos y precios de elementos específicos, además de estudios o data operacional de los desgastes en revestimientos y equipos mecánicos dentro de la planta concentradora.

La información de costos de inversión y precios de materiales fue recolectada a través de *benchmarking*, gracias a la investigación en terreno realizada y la colaboración de agentes del mercado. Es evidente que las referencias han sido omitidas debido al carácter confidencial que poseen por razones comerciales. La cantidad de datos ingresados a través de los costos y

parámetros utilizados en estudios considerablemente financiados, sumado a la metodología de cálculo y estructura de costos, hacen que esta evaluación tenga un carácter robusto y validez para un estudio a nivel de pre-factibilidad de un proyecto. Considerando que la información de costos proviene principalmente de estudios de faenas desalinizadoras en operación, se asegura la calidad de la información *input* a la evaluación, haciéndola precisa y relativamente actualizada (2013).

Los parámetros económicos y propios de la evaluación comparativa, son establecidos según la experiencia personal del autor en evaluación de proyectos mineros. Los valores adoptados son muy comunes dentro de la industria y además tienen una funcionalidad de agregar un factor de seguridad a la evaluación, como por ejemplo disminuir el precio del *commodity* y sensibilizar respecto a los precios de los insumos más incidentes en la evaluación. La inclusión de beneficios obliga a estipular varios costos variables como el de refinería, transporte y administración, además de otras medidas como la ley y humedad de concentrados, propios de cada operación minera/metalúrgica. Toda esta información estimada según *benchmarking* permite realizar este estudio con cierta contingencia (+/- 30%).

Por último, considerar un aumento de rugosidad y desgaste de la tubería mediante el modelo descrito en el capítulo de impulsión de agua, pretende agregar realidad a la corrosión provocada por el transporte de las aguas en cuestión. Este modelo que considera disminución del espesor del ducto, es una aproximación que no tiene una alta repercusión en la evaluación económica comparativa de ambos casos de suministro de agua de mar.

## 8 Conclusiones y recomendaciones

Las conclusiones y recomendaciones generales y específicas del trabajo de título son las siguientes:

- La flotación *rougher* de minerales sulfurados de cobre y molibdeno con agua de mar, bajo parámetros operacionales estándar, sufre una significativa disminución en la recuperación metalúrgica de molibdeno, frente a la flotación con agua desalinizada. En la flotación con agua desalinizada/permeada, no hay cambios significativos frente al caso con agua potable. Además, la estabilización del pH en la pulpa en el caso de flotación con agua de mar salada, provoca un aumento excesivo del consumo de cal en comparación a los valores normales de la industria, ya sean con agua potable o permeada por osmosis inversa.
- El diámetro óptimo del ducto transportador de agua hacia la planta concentradora, considerando el consumo energético en un periodo de 20 años y la inversión inicial en las tuberías de acero, resulta mayor en el caso de agua de mar salada (30 [pulg]) que en el caso de agua de mar desalinizada (28 [pulg]), debido al efecto de aumento de rugosidad y desgaste de las tuberías, el cual es más agresivo en el caso de agua salada (con alto contenido de iones disueltos). Estos diámetros resultaron óptimos incluso con la sensibilización de los precios de insumos más influyentes, como lo son la energía eléctrica y el acero soldado.
- La comparación del *OPEX* en ambos casos de suministro de agua de mar, refleja el mayor costo operacional del caso con agua permeada, lo que se debe principalmente al recambio de elementos filtrantes en la planta de osmosis inversa. La comparación del *CAPEX* que se exhibe en la Tabla 25, revela que la inversión es mayor en el caso del suministro de agua permeada, incluso cuando el sistema de impulsión es más costoso cuando se transporta agua de mar salada, dado el mayor consumo de acero en tuberías soldadas.

- Gracias a la evaluación económica comparativa realizada, se concluye que es más rentable implementar un suministro de agua de mar desalinizada mediante una planta de tratamiento vía osmosis inversa, considerando que el efecto metalúrgico que se observa en la flotación experimental, se extiende al rendimiento metalúrgico de la planta concentradora proyectada.
  
- Por último, se recomienda extender el estudio incluyendo experiencias de flotación *cleaner* a escala de laboratorio e información de costos de mantención y reinversión en la planta concentradora, debido al efecto corrosivo de ambos tipos de agua en los equipos mecánicos, instrumentación y en los sistemas de transporte de agua. Además, se recomienda realizar una evaluación de impacto ambiental respecto a la deposición de salmueras y relaves salados (en el mar y/o en terrenos eriazos).

## 9 Bibliografía

- Amy, G. (2007). Membrane-based water desalination - state of the art and future prospects. *International seminar by center for seawater desalination plant*. Seoul.
- Buros, O. K. (2001). *The ABC's of Desalting*. Massachusetts: International Desalination Association.
- Casali, A., & Kracht, W. (2011). *Ingeniería del Procesamiento de Minerales*. Santiago.
- Castro, S. (2013). Challenges in Flotation of Cu-Mo Sulfide Ores in Sea Water. *1st International Symposium of Water in Mineral Processing* (págs. 29-40). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration.
- Castro, S., Ramos, O., Cancino, J. P., & Laskowski, J. S. (2013). Frothing in the Flotation of Copper Sulfide Ores in Sea Water. *1st International Symposium of Water in Mineral Processing* (págs. 211-223). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration.
- Castro, S., Toledo, P., & Laskowski, J. S. (2013). Foaming Properties of Flotation Frothers at High Electrolyte Concentrations. *1st International Symposium of Water in Mineral Processing* (págs. 51-60). Society for Mining, Metallurgy, and Exploration.
- CNE. (2013). *Datos Históricos de Precios de Nudo Sistemas Eléctricos Chilenos*. Santiago.
- COCHILCO. (2007). *Gestión del Recurso Hídrico y la Minería en Chile*. Santiago.
- COCHILCO. (2013). *Actualización de la información sobre el consumo de agua en la minería del cobre al año 2012*. Santiago.
- COCHILCO. (2013). *Mercado Internacional del Molibdeno*. Santiago.
- Dore, M. H. (2004). Forecasting the economic costs of desalination technology. *Desalination*, 207-214.
- El Mercurio. (5 de Mayo de 2014). Codelco reduce en más de 50% el consumo de agua fresca por tonelada. *El Mercurio*.
- Greenlee, L., Lawler, D., Freeman, B., Marrot, B., & Moulin, P. (2009). Reverse osmosis desalination: Water source, technology, and today's challenges. *Water Research*, 2317-2348.
- Kim, Y., Kim, S., Kim, Y., Lee, S., Kim, I., & Kim, J. (2008). Overview of systems engineering approaches for a large-scale seawater desalination plant with a reverse osmosis network. *Desalination*.

- Klassen, V. I., & Mokrousov, V. A. (1963). *An Introduction to the Theory of Flotation*. London: Butterworths.
- Landrum, J. (2007). *Fundamentals of designing for corrosion control*. National Association of Corrosion Engineers (NACE).
- M., W. (2007). *The Guidebook to Membrane Desalination Technology*. The Netherlands: Elsevier.
- Malik, A. (2005). Corrosion behaviour materials in RO water containing 250-350 ppm chloride. *IDA World Congress Conference*. Singapore.
- Mostkow, M. (1996). *Handbuch der Hydraulik*. Berlin: Verlag Technik.
- Osorio, A., & Alvarez, O. (2006). *Introducción a la ingeniería de Costas*. Medellín: Universidad Nacional de Colombia.
- Schumacher, M. (1979). *Corrosion of Metals in Marine Environments - An Overview*.
- Winter Pannell, D. J., & McCann, L. (2001). The economics of desalation and its potential application in Australia. *Sustainability and economics in agriculture*, 1-7. Australia.

## 10 Anexos

### *Anexo A: Proyecciones de la demanda por agua fresca en las regiones del norte chileno*

Región I	Actual		10 años		25 años	
	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%
Agropecuario	8,926	53,7%	8,910	52,0%	8,910	45,4%
Agua Potable	1,698	10,2%	2,855	16,7%	3,550	18,1%
Industrial	1,680	10,1%	0,560	3,3%	0,560	2,9%
Minero	3,665	22,1%	4,163	24,3%	5,936	30,2%
Otros	0,643	3,9%	0,655	3,8%	0,670	3,4%
	<b>16,612</b>	<b>100%</b>	<b>17,142</b>	<b>100%</b>	<b>19,625</b>	<b>100%</b>

Región II	Actual		10 años		25 años	
	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%
Agropecuario	3,309	14,4%	3,304	12,4%	3,304	9,2%
Agua Potable	0,857	3,7%	1,506	5,7%	2,646	7,3%
Industrial	1,294	5,6%	0,750	2,8%	1,074	3,0%
Minero	15,259	66,3%	18,772	70,5%	26,779	74,2%
Otros	2,283	9,9%	2,279	8,6%	2,281	6,3%
	<b>23,001</b>	<b>100%</b>	<b>26,610</b>	<b>100%</b>	<b>36,084</b>	<b>100%</b>

Región III	Actual		10 años		25 años	
	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%
Agropecuario	12,033	72,9%	12,688	61,8%	12,688	52,1%
Agua Potable	0,718	4,3%	1,147	5,6%	1,290	5,3%
Industrial	0,518	3,1%	1,029	5,0%	2,822	11,6%
Minero	1,649	10,0%	4,183	20,4%	6,057	24,9%
Otros	1,592	9,6%	1,473	7,2%	1,474	6,1%
	<b>16,510</b>	<b>100,0%</b>	<b>20,521</b>	<b>100%</b>	<b>24,331</b>	<b>100%</b>

Región IV	Actual		10 años		25 años	
	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%	Caudal por uso (m3/s)	%
Agropecuario	27,194	77,2%	33,236	77,2%	33,236	70,8%
Agua Potable	0,649	1,8%	1,818	4,2%	2,350	5,0%
Industrial	0,250	0,7%	0,387	0,9%	0,742	1,6%
Minero	1,770	5,0%	2,262	5,3%	5,290	11,3%
Otros	5,347	15,2%	5,323	12,4%	5,323	11,3%
	<b>35,211</b>	<b>100%</b>	<b>43,026</b>	<b>100%</b>	<b>46,942</b>	<b>100%</b>

*Fuente: Gestión del Recurso Hídrico y la Minería en Chile, COCHILCO, 2013.*

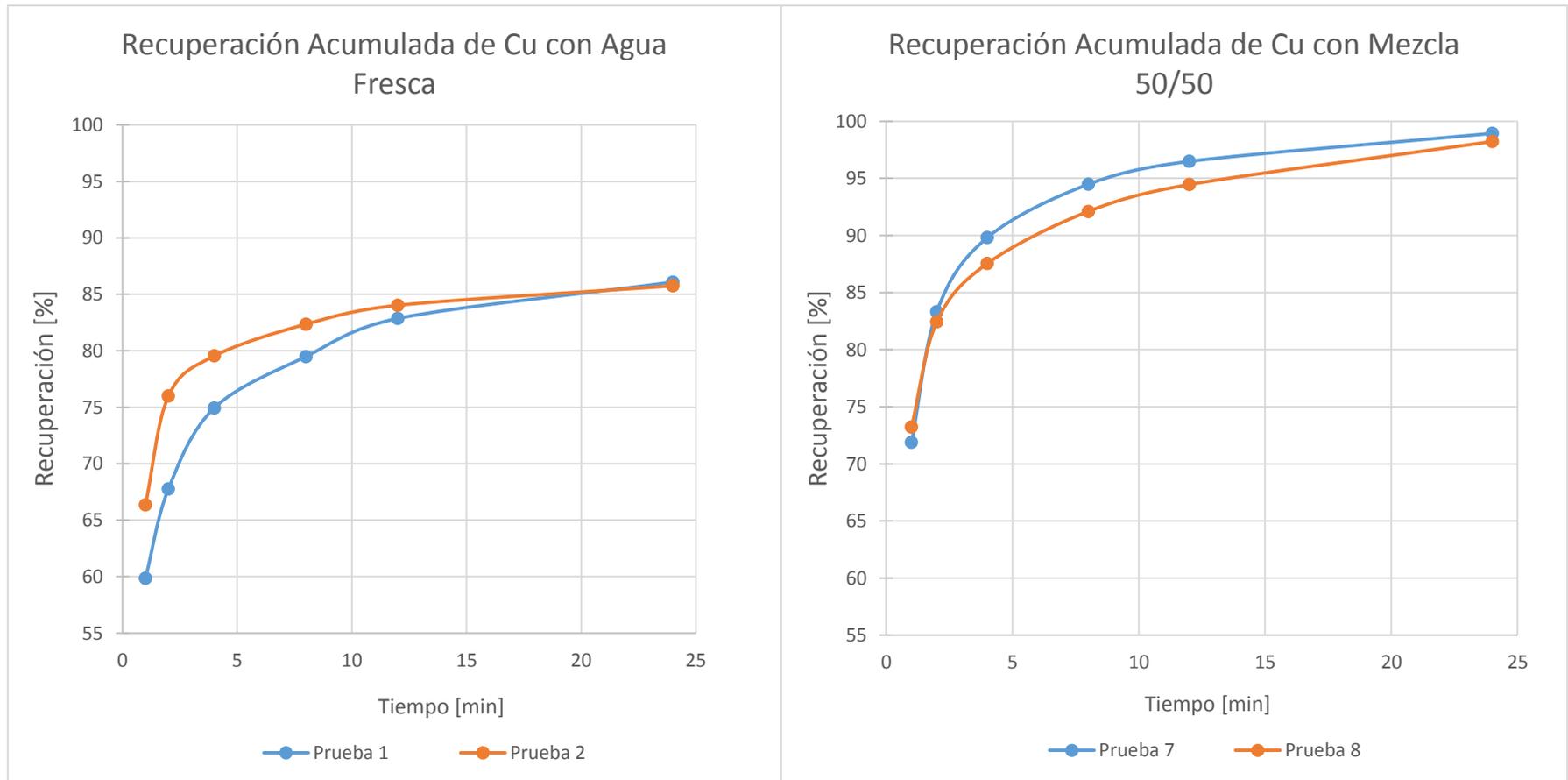
**Anexo B: Mediciones de masa de hojas filtrantes y productos de flotación**

Prueba	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Promedio
<b>MASAS [gr]</b>											
Concentrado 1	57,60	65,52	58,20	66,43	62,41	56,25	55,65	57,08	50,95	50,73	58,08
Hoja de Papel 1	8,34	8,85	8,72	8,70	8,68	8,69	8,79	8,59	8,27	8,77	8,64
Concentrado 2	22,97	31,18	29,92	22,02	23,28	26,90	28,29	20,79	23,48	24,58	25,34
Hoja de Papel 2	8,47	8,61	8,76	8,65	8,72	8,50	8,80	8,58	8,78	8,80	8,67
Concentrado 4	28,96	24,60	33,01	28,31	29,34	29,10	30,79	24,05	26,58	29,43	28,42
Hoja de Papel 4	8,69	8,44	8,64	8,71	8,73	8,70	8,66	8,46	8,72	8,20	8,60
Concentrado 8	33,86	31,21	35,64	33,62	42,34	42,68	41,81	32,30	39,06	39,61	37,21
Hoja de Papel 8	8,62	8,71	8,70	8,64	8,85	8,73	8,57	8,29	8,24	8,39	8,57
Concentrado 12	48,19	38,13	39,68	28,94	31,74	40,69	36,81	29,83	29,04	35,61	35,87
Hoja de Papel 12	8,58	8,73	8,93	8,89	8,92	8,82	8,76	8,78	8,42	8,30	8,71
Concentrado 24	66,72	80,10	60,84	63,90	71,17	68,61	52,71	59,72	56,23	65,56	64,56
Hoja de Papel 24	8,52	8,74	8,78	8,88	8,89	8,54	8,41	8,62	8,26	8,44	8,61
Relave	800,48	789,46	805,91	819,61	806,07	801,43	817,56	839,14	835,91	818,86	813,44
Hoja de Papel R.1	8,73	8,88	8,75	8,62	8,72	8,61	8,74	8,79	8,45	8,33	8,66
Hoja de Papel R.2	8,55	8,69	8,66	8,71	8,76	8,72	8,80	8,57	8,33	8,59	8,64

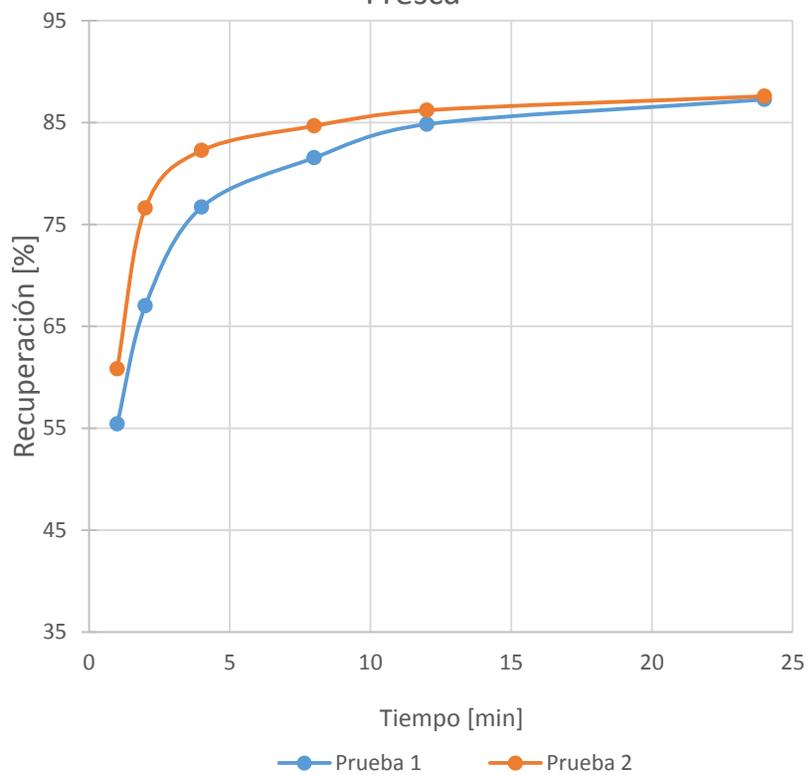
**Anexo C: Leyes de las muestras reportadas por Metalquim**

Prueba	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Prom
<b>Concentrado 1</b>											
Ley de Cu [%]	15,03	14,20	13,45	14,81	14,31	14,15	16,12	15,60	17,68	16,63	15,20
Ley de Cu Sol [%]	0,19	0,20	0,20	0,24	0,19	0,19	0,19	0,17	0,19	0,18	0,19
Ley de Mo [%]	2,49	2,33	2,16	2,23	1,35	1,18	1,58	1,88	1,94	1,14	1,83
<b>Concentrado 2</b>											
Ley de Cu [%]	6,51	4,99	7,18	6,21	6,18	5,81	6,43	8,12	8,11	8,32	6,79
Ley de Cu Sol [%]	0,17	0,17	0,19	0,20	0,19	0,19	0,16	0,20	0,19	0,20	0,18
Ley de Mo [%]	1,71	1,46	1,82	1,78	1,93	1,81	1,97	2,45	2,53	1,94	1,94
<b>Concentrado 4</b>											
Ley de Cu [%]	4,27	2,53	3,24	2,95	3,14	3,00	3,26	3,62	3,76	3,59	3,34
Ley de Cu Sol [%]	0,15	0,14	0,14	0,09	0,14	0,14	0,13	0,15	0,16	0,13	0,14
Ley de Mo [%]	1,03	0,72	0,86	0,72	0,95	1,26	1,18	1,05	1,42	1,45	1,06
<b>Concentrado 8</b>											
Ley de Cu [%]	2,10	1,43	1,50	1,33	1,28	1,63	1,59	2,13	1,70	1,88	1,66
Ley de Cu Sol [%]	0,10	0,11	0,09	0,12	0,08	0,08	0,09	0,10	0,09	0,09	0,09
Ley de Mo [%]	0,40	0,22	0,20	0,21	0,32	0,58	0,38	0,40	0,48	0,80	0,40
<b>Concentrado 12</b>											
Ley de Cu [%]	0,97	0,65	0,72	0,78	1,31	1,10	0,82	1,27	1,03	1,12	0,98
Ley de Cu Sol [%]	0,06	0,06	0,07	0,09	0,03	0,08	0,07	0,08	0,09	0,07	0,07
Ley de Mo [%]	0,17	0,11	0,08	0,10	0,24	0,26	0,13	0,18	0,22	0,37	0,18
<b>Concentrado 24</b>											
Ley de Cu [%]	0,60	0,28	0,54	0,46	0,85	0,74	0,64	0,87	0,64	0,76	0,64
Ley de Cu Sol [%]	0,05	0,06	0,05	0,05	0,06	0,05	0,07	0,07	0,07	0,06	0,06
Ley de Mo [%]	0,08	0,04	0,10	0,10	0,13	0,16	0,09	0,12	0,11	0,18	0,11
<b>Relave</b>											
Ley de Cu [%]	0,11	0,12	0,10	0,09	0,14	0,12	0,11	0,12	0,10	0,12	0,11
Ley de Cu Sol [%]	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,02	0,01	0,02	0,01
Ley de Mo [%]	0,05	0,06	0,05	0,05	0,07	0,08	0,06	0,06	0,06	0,07	0,06

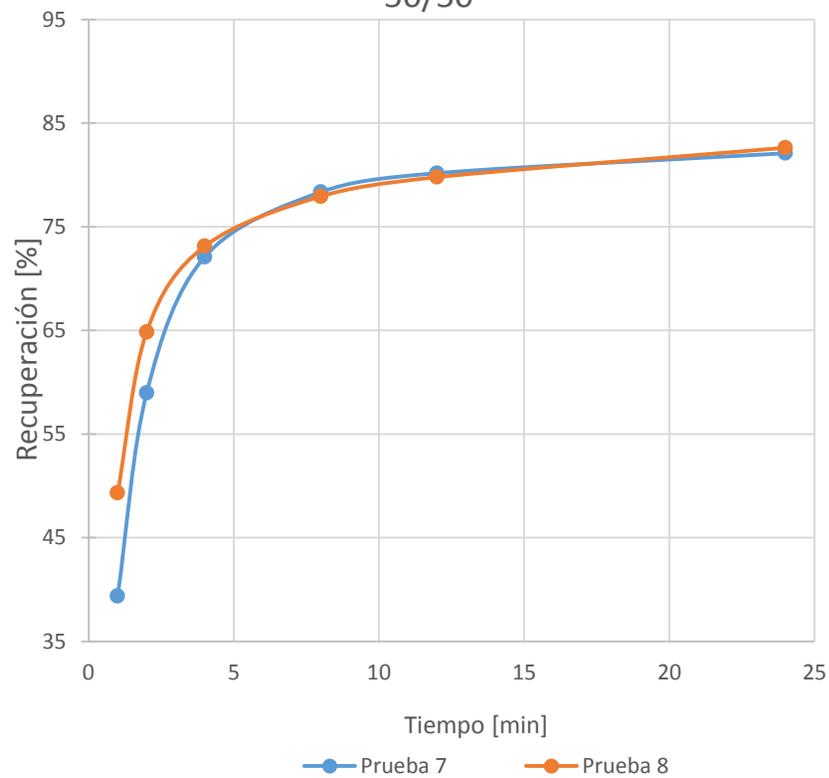
**Anexo D: Gráficos de la cinética de flotación en las pruebas experimentales**



Recuperación Acumulada de Mo con Agua Fresca



Recuperación Acumulada de Mo con Mezcla 50/50



**Anexo E: Parámetros del modelo de Klimpel ajustados a las pruebas de flotación**

**Cobre:**

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
k [min <sup>-1</sup> ]	3,15	4,55	2,87	4,86	3,70	3,05	3,30	3,65	3,42	2,83
R <sub>∞</sub> [%]	90,21	90,05	86,74	93,13	89,31	83,45	92,23	88,60	90,95	89,65

**Molibdeno:**

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
k [min <sup>-1</sup> ]	2,45	3,29	2,22	3,38	1,56	0,96	1,42	2,07	1,48	0,73
R <sub>∞</sub> [%]	93,12	93,25	89,89	88,03	71,02	77,13	81,07	77,40	85,77	79,86

**Anexo F: Detalle del cálculo de consumo energético en el sistema de impulsión de agua**

Caso Agua Salada

Estaciones de Bombeo (Equipos y Tipo de Operación)	Dnom (in)	Material	Dint (mm)	Largo (m)	Rugosidad (mm)	Altura i (msnm)	Altura f (msnm)
B. Centrífuga Horizontal Agua (200 l/s, 1200m TDH, 4000 kW) (3 operando + 1 stand by)	32	CS	745	6300	0.05	30	1100
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 680m TDH, 2450 kW) (2 operando + 1 stand by)	32	CS	745	85000	0.05	1100	1600
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 560m TDH, 2000 kW) (2 operando + 1 stand by)	32	CS	745	21800	0.05	1600	2100
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 560m TDH, 2000 kW) (2 operando + 1 stand by)	32	CS	745	22500	0.05	2100	2600
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 560m TDH, 2000 kW) (2 operando + 1 stand by)	32	CS	745	17400	0.05	2600	3100
				153000			

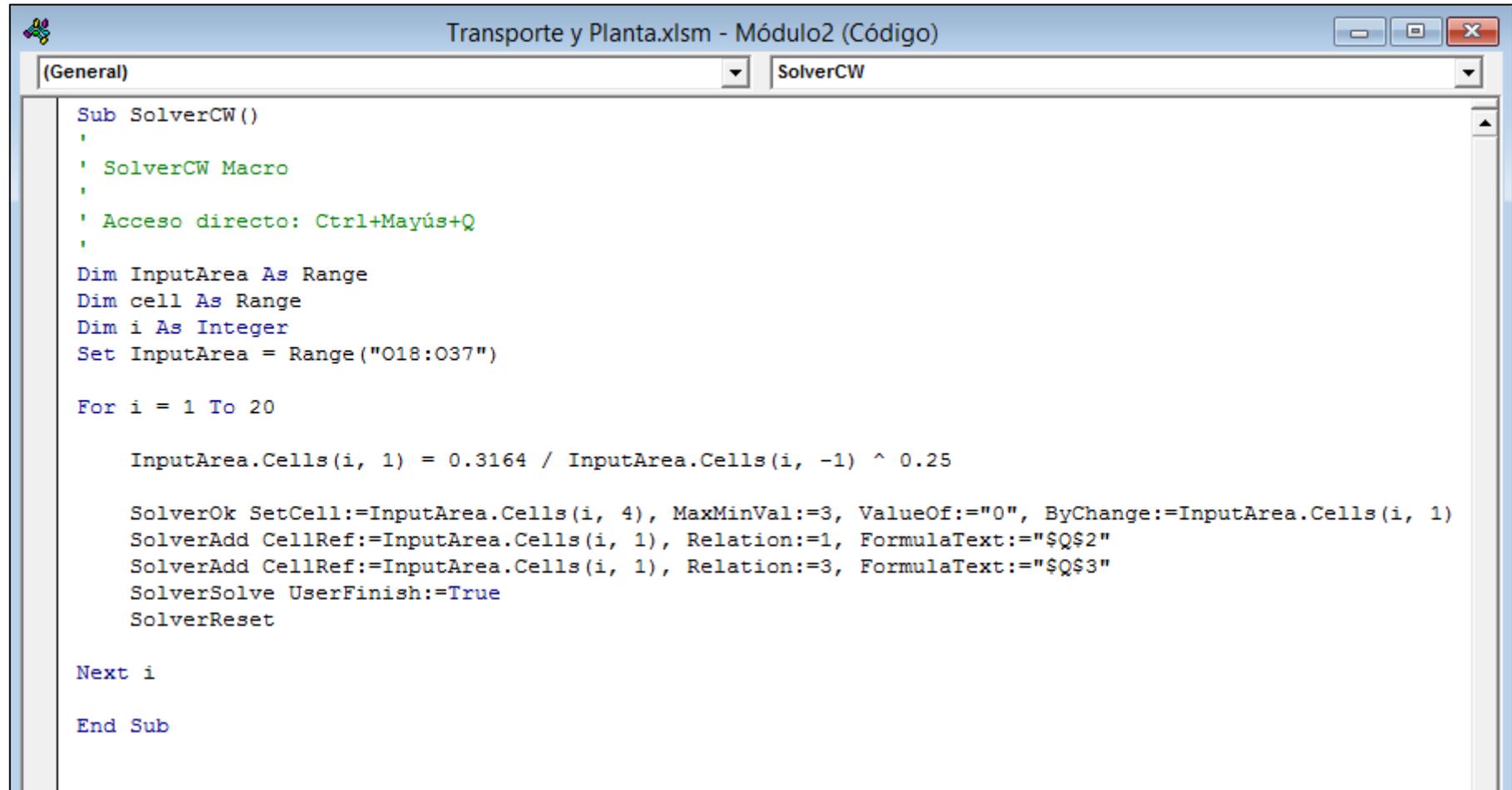
Flujo (m <sup>3</sup> /h)	Velocidad (m/s)	Re	f	J (m/m)	Hg (m)	Hf (m)	Hs (m)	H (m)	Potencia Teórica		Potencia Consumida	
									(kWh)	(hp)	(kWh)	(hp)
2083	1.33	809234	0.0132	0.0016	1070	10.1	0.10	1080	7398	10059	7707	10478
2083	1.33	809234	0.0132	0.0016	500	136.1	1.36	637	4366	5936	4548	6184
2083	1.33	809234	0.0132	0.0016	500	34.9	0.35	535	3666	4984	3819	5192
2083	1.33	809234	0.0132	0.0016	500	36.0	0.36	536	3674	4995	3827	5203
2083	1.33	809234	0.0132	0.0016	500	27.9	0.28	528	3617	4918	3768	5123
								3317			23669	

## Caso Agua Permeada

Equipo	Dnom	Material	Dint	Largo	Rugosidad	Altura i	Altura f
(Equipos y Tipo de Operación)	(in)		(mm)	(m)	(mm)	(msnm)	(msnm)
B. Centrífuga Horizontal Agua (200 l/s, 1200m TDH, 4000 kW) (3 operando + 1 stand by)	30	CS	695	6300	0.05	30	1100
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 680m TDH, 2450 kW) (2 operando + 1 stand by)	30	CS	695	85000	0.05	1100	1600
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 560m TDH, 2000 kW) (2 operando + 1 stand by)	30	CS	695	21800	0.05	1600	2100
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 560m TDH, 2000 kW) (2 operando + 1 stand by)	30	CS	695	22500	0.05	2100	2600
B. Centrífuga Horizontal Agua (300 l/s, 560m TDH, 2000 kW) (2 operando + 1 stand by)	30	CS	695	17400	0.05	2600	3100
				153000			

Flujo	Velocidad	Re	f	J	Hg	Hf	Hs	H	Potencia Teórica		Potencia Consumida	
(m <sup>3</sup> /h)	(m/s)			(m/m)	(m)	(m)	(m)	(m)	(kW)	(hp)	(kW)	(hp)
2083	1.52	928902	0.01311	0.0022	1070	14.1	0.14	1084	7229	9829	7530	10238
2083	1.52	928902	0.01311	0.0022	500	189.9	1.90	692	4613	6272	4805	6533
2083	1.52	928902	0.01311	0.0022	500	48.7	0.49	549	3662	4979	3814	5186
2083	1.52	928902	0.01311	0.0022	500	50.3	0.50	551	3672	4993	3825	5201
2083	1.52	928902	0.01311	0.0022	500	38.9	0.39	539	3596	4889	3745	5092
								3415			23721	

## Anexo G: Código de Visual Basic para la actualización del factor de fricción



```
Sub SolverCW()  
'  
' SolverCW Macro  
'  
' Acceso directo: Ctrl+Mayús+Q  
'  
Dim InputArea As Range  
Dim cell As Range  
Dim i As Integer  
Set InputArea = Range("O18:O37")  
  
For i = 1 To 20  
  
    InputArea.Cells(i, 1) = 0.3164 / InputArea.Cells(i, -1) ^ 0.25  
  
    SolverOk SetCell:=InputArea.Cells(i, 4), MaxMinVal:=3, ValueOf:="0", ByChange:=InputArea.Cells(i, 1)  
    SolverAdd CellRef:=InputArea.Cells(i, 1), Relation:=1, FormulaText:="$Q$2"  
    SolverAdd CellRef:=InputArea.Cells(i, 1), Relation:=3, FormulaText:="$Q$3"  
    SolverSolve UserFinish:=True  
    SolverReset  
  
Next i  
  
End Sub
```

## Anexo H: Consumo energético de las plantas de tratamiento de agua de mar

### Caso Agua Desalinizada

Impulsión	Gravedad Específica	Flujo [m3/hr]	N° Bombas operando	Fujo por Bomba [m3/h]	Eficiencia de Bomba	Presión de Bomba [m]	Energía Adsorbida por Bomba [kW]	Energía Total Adsorbida [kW]	Eficiencia de Motor	Consumo Total de Energía [kW]	h/d	Consumo Total de Energía [kWh/d]	
<b>Toma de agua de mar</b>													
Bombas de agua de mar	1,026	5233	4	1308	85%	40	172	688	96%	717	24	17203	
<b>Pre-tratamiento</b>													
Sopladores de socavación							25	25	89%	28	24	674	
<i>Backwash</i>	1,026	775	1	775	85%	30	76	76	96%	80	18	1434	
Bombas de filtros	1,026	4845	4	1211	85%	60	239	956	96%	996	24	23893	
<b>Membranas de RO</b>													
Alta presión	1,026	4845	4	1211	85%	560	2230	8920	96%	9292	24	222998	
Limpieza	1,010	630	1	630	82%	45	95	95	96%	99	4	396	
Enjuague	0,998	988	1	988	82%	45	147	147	96%	154	15	2305	
		<b>Dispositivo de Recuperación de Energía</b>						-40%			-3717	24	-89199
							(Alta Presión)		<b>Subtotal</b>			179703	
										<b>Margen (10%)</b>		17970	
										<b>Total Tratamiento de Agua</b>		197674	

## Caso Agua Salada

Impulsión	Gravedad Específica	Flujo [m3/hr]	N° Bombas operando	Fujo por Bomba [m3/h]	Eficiencia de Bomba	Presión de Bomba [m]	Energía Adsorbida por Bomba [kW]	Energía Total Adsorbida [kW]	Eficiencia de Motor	Consumo Total de Energía [kW]	h/d	Consumo Total de Energía [kWh/d]
<b>Toma de agua de mar</b>												
Bombas de agua de mar	1.026	2250	4	563	85%	40	74	296	96%	308	24	7397
<b>Pre-tratamiento</b>												
Compresores de aire			1	0			11	11	89%	12	24	297
Sopladores de socavación			1	0			25	25	89%	28	24	674
<i>Backwash</i>	1.026	775	1	775	85%	30	76	76	96%	80	18	1433
Bombas de filtros	1.026	1958	4	490	85%	60	97	386	96%	402	24	9656
										<b>Subtotal</b>		19457
										<b>Margen (10%)</b>		1946
										<b>Total Tratamiento de Agua</b>		21403

**Anexo I: Evaluación económica comparativa entre ambos casos de suministro**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20		
Ingresos		123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	123.3	
Costos		15.0	14.6	14.4	14.3	14.2	14.1	14.0	13.9	13.9	13.8	13.8	13.7	13.7	13.7	13.6	13.6	13.6	13.5	13.5	13.5	13.5	
Depreciación		6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0												
Ganancia de Capital																						68.3	
Utilidad sin Impuestos		102.3	102.8	103.0	103.1	103.2	103.3	103.4	103.4	103.5	103.5	109.5	109.6	109.6	109.7	109.7	109.7	109.8	109.8	109.8	109.8	109.8	178.1
Impuestos (19%)		19.4	19.5	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.6	19.7	19.7	20.8	20.8	20.8	20.8	20.8	20.8	20.9	20.9	20.9	20.9	20.9	33.8
Utilidad con Impuestos		82.9	83.3	83.4	83.5	83.6	83.7	83.7	83.8	83.8	83.9	88.7	88.8	88.8	88.8	88.8	88.9	88.9	88.9	88.9	89.0	144.3	
Depreciación		6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0												
Ganancia de Capital																						68.3	
Flujo Operacional		88.8	89.2	89.4	89.5	89.5	89.6	89.7	89.7	89.8	89.8	88.7	88.8	88.8	88.8	88.8	88.9	88.9	88.9	88.9	89.0	76.0	
Inversiones	59.5																						
Valores Residuales																						8.8	
Flujo de Capitales	59.5																					8.8	
Flujo de Caja	59.5	88.8	89.2	89.4	89.5	89.5	89.6	89.7	89.7	89.8	89.8	88.7	88.8	88.8	88.8	88.8	88.9	88.9	88.9	88.9	89.0	84.8	
VPN (10%)	700																						