

UNIVERSIDAD TECNICA FEDERICO SANTA MARIA
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA METALURGICA
Y DE MATERIALES



**DISEÑO DE REACTOR SEMIPILOTO PARA LA LIXIVIACIÓN
ÁCIDA DE ESFALERITA DESDE RELAVES CON PERÓXIDO
DE HIDRÓGENO ESTABILIZADO CON ÁCIDO P-
TOLUENSULFÓNICO**

**Trabajo de titulación presentado en conformidad a los requisitos
y reglamentos requeridos para obtener el título de Ingeniero Civil
en Metalurgia.**

**Profesores Guía: Álvaro Aracena Caipa, Dr. Eng.
Juan Patricio Ibáñez, Dr. Eng.**

GIOVANNA YAZMÍN SAVOY JEREZ

2021

AGRADECIMIENTOS

Quiero comenzar agradeciendo a mis padres Marcela y Ricardo, por siempre estar a disposición ante cualquier necesidad, siendo un apoyo emocional muy importante, lo que me fue imprescindible para la finalización de esta memoria. Tampoco me gustaría dejar fuera a mis hermanas y sobrina, Antonella, Vanessa y Emilia, quienes también contribuyeron para que en esta época difícil y solitaria de pandemia no me faltara ánimo para cumplir los objetivos de mi vida, entre ellos, finalizar este proyecto.

Asimismo, quiero agradecer a mis amigos y compañeros de la universidad, porque con todos los años que pudimos compartir logré grandes enseñanzas que me han ayudado a superar el día a día. Especialmente quiero agradecer a mi grupo de estudios y aventuras, Seba, Tiffany, Chepo, Adolfo, Sergio, Camilo, quienes básicamente me apoyaron y escucharon en todo momento. Agradezco también a Valentina, Claudio y Carla, quienes dentro de este último tiempo estuvieron muy presentes ya que en cierta forma compartimos, nos apoyamos y superamos dificultades.

Por otro lado, quiero agradecer a mi mejor amigo y confidente, Luis Felipe, por estar constantemente escuchando los problemas que surgían en el desarrollo de este proyecto, y algunos otros, siempre intentando ayudar a buscar una solución.

Finalmente, quiero agradecer a mis profesores de la universidad, ya que cada uno supo compartir conocimiento y valores que quedan por siempre, y que intentaré llevar conmigo a lo largo de la vida profesional. Agradezco al profesor Álvaro Aracena por el tiempo prestado para el desarrollo de esta memoria. Especiales gracias al profesor Juan Ibáñez, quien me otorgó la confianza de ser su ayudante, además de estar presente ante cualquier inconveniente, siendo siempre un gran modelo a seguir.

RESUMEN

La extracción de la esfalerita se logra mediante un proceso de concentración, luego tostación y una lixiviación. Los relaves de flotación aún contienen una llamativa cantidad de zinc, por lo que se ha planteado una lixiviación en medio ácido sulfúrico con peróxido de hidrógeno como agente oxidante, estabilizado con ácido p-toluensulfónico, para la extracción del zinc. Se han obtenido recuperaciones cercanas al 80% para concentrados de zinc con solo el oxidante, pero se manifestó una descomposición acelerada del peróxido. Se plantea utilizar un estabilizador que logra desacelerar la reacción de descomposición de peróxido. El objetivo general de esta memoria fue el diseñar un reactor semipiloto para la lixiviación de esfalerita en medio ácido sulfúrico con peróxido de hidrógeno como oxidante y un estabilizador orgánico. Se seleccionó un diseño de reactor de tipo semicontinuo. Se contempló una alimentación de mineral a tratar de 0,5[t/d], tratado con una solución 5% p/v de H_2O_2 y 293,51[g/L] de H_2SO_4 , donde se logra un PLS con concentración de 30,22[g/L] de zinc. Por otro lado, gracias a estudios cinéticos para condiciones similares se obtuvo un tiempo de residencia de 138[min], lo que ayudó a determinar el volumen del reactor de geometría cilíndrica con agitador, que correspondió a 0,5[m³], que cuenta con una chaqueta de enfriamiento para mantener la temperatura de trabajo de 60[°C]. Además, se determinó que el material de construcción sería acero inoxidable 316L, con un debido tratamiento térmico oxidante. La energía requerida por el proceso asciende a 28 [kWh]. El costo de la inversión, tanto del reactor como de sus implementos necesarios ascendió a 168.417 USD mientras que el costo de operación es de 1503 USD por tonelada de zinc. Por último, el proceso ambientalmente no tiene un impacto importante ya que teóricamente no se generan residuos, pues la solución rica y los ripios poseen valor económico.

ABSTRACT

Sphalerite extraction is achieved through froth flotation, then roasting and leaching. The tailings from froth flotation still contain a remarkable amount of zinc, therefore has been proposed a leaching process with hydrogen peroxide as an oxidizing agent stabilized with p-toluene sulfonic acid. Recoveries close to 80% have been reached for zinc concentrates only using the oxidant, but it was observed an accelerated decomposition of the peroxide for what is proposed to use a stabilizer to slow down the decomposition reaction. The general objective of this report was to design a semi-pilot reactor for the leaching of sphalerite in sulfuric acid medium with hydrogen peroxide as an oxidant and an organic stabilizer. A semi-continuous type of reactor design was selected, where the solid remains in the reactor while the solution is kept in continuous flow. The flow of mineral would be 0,5[t/d], treated with a 5% p/v solution of H_2O_2 and 293,51[g/L] of H_2SO_4 , where a PLS with a concentration of 30,22 [g/L] of zinc would be achieved. and the number of reagents was determined from the chemical reactions and mass balance associated with the components of the tailings. On the other hand, thanks to kinetic studies for similar conditions, it was found a residence time of 138 [min], which helped to determine the volume of the reactor of cylindrical geometry with a stirrer, that was about 0,5[m³], which would have a cooling jacket to maintain the working temperature of 60[°C]. In addition, based on the exposed environment, it was chosen as construction material a 316L stainless steel with a treatment of oxidizing. The energy for the process is about 28 [kWh]. The cost of investment, of the reactor and its necessary implements, amounts to 168.417USD, which can be recovered in two years since the gross margin was 88.433 USD. Finally, the process does not have a significant environmental impact since, theoretically, no waste is generated, since the leaching solution and the gravel have economic value.

ÍNDICE

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN	1
1.1. El Zinc, usos y propiedades.....	1
1.2. Mercado del Zinc	2
1.3. Proceso de extracción del zinc	2
1.4. Extracción de zinc a partir de relaves	3
1.5. Aporte del trabajo de memoria	4
CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	5
2.1. Estabilización del H_2O_2	5
2.1.1. Estabilizadores para el H_2O_2	6
2.2. Lixiviación de ZnS con H_2O_2 en medio H_2SO_4	10
2.3. Descripción y selección de tecnología.....	11
2.3.1. Tipos de reactores	11
2.3.2. Reactores para lixiviación directa del ZnS	12
2.3.3. Últimas tecnologías de lixiviación agitada a nivel industrial	20
CAPÍTULO 3: PROPUESTA TÉCNICA.....	22
3.1. Objetivos de trabajo de memoria	22
Objetivo General:	22
Objetivos Específicos:.....	22
3.2. Metodología del diseño	23

CAPÍTULO 4: BALANCES Y DISEÑO	25
4.1. Descripción del proceso	25
4.2. Balance de masa.....	27
4.2.1. Corriente 1: Características del relave	27
4.2.2. Corriente 2: Características de la solución lixivante.	30
4.2.3. Corriente 3: Características del PLS obtenido.....	35
4.2.4. Corriente 4: Características de los rípios.....	35
4.2.5. Corriente 5: Características de los gases emanados	36
4.3. Balance de energía	37
4.4. Metodología y estrategia de diseño	40
4.4.1. Cinética de la reacción.....	40
4.4.2. Determinación volumen y dimensiones del reactor	42
4.4.3. Determinación geometría y potencia del agitador.	45
4.4.4. Espesor de pared.....	49
4.4.5. Sistema de enfriamiento	50
4.4.6. Diagrama del reactor.....	57
4.4.7. Materiales de construcción del reactor	57
4.4.8. Instrumentación y equipos complementarios	61
CAPÍTULO 5: EVALUACIÓN ECONÓMICA	72

5.1. Costos del capital	72
5.1.1. Reactor principal	72
5.1.2. Tanques de acondicionamiento	73
5.1.3. Bombas.....	75
5.1.4. Filtro.....	76
5.1.5. Costo total de equipos principales	76
5.1.6. Determinación de otros costos de capital.....	77
5.2. Costos de operación.....	80
5.2.1. Costo de los reactivos.....	80
5.2.2. Costo de servicios básicos	81
5.2.3. Costo de mano de obra.....	82
5.2.4. Costes de eliminación de residuos.....	82
5.2.5. Total costos de operación	82
CAPÍTULO 6: EVALUACIÓN AMBIENTAL	84
CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	90
7.1. Conclusiones.....	90
7.2. Recomendaciones.....	91
Referencias	92
ANEXO A.....	102

ANEXO B.....	106
--------------	-----

ÍNDICE DE TABLAS Y FIGURAS

Figura 2.1 Reactor patentado de la Union Miniere, para el proceso de lixiviación directa [18].	14
Figura 2.2 Proceso de lixiviación directa de la Union Miniere en dos etapas.	15
Figura 2.3 Proceso y reactor piloto planteado por Haakana [19].	16
Figura 2.4 Esquema del reactor airlift usado por Giaveno [20].	17
Figura 2.5 Reactor tubular propuesto por Sadeghi [21].	18
Figura 2.6 Factores involucrados en un biorreactor según Mahmoud [22].	19
Figura 4.1: Diagrama de bloque del proceso.	26
Figura 4.2: Mineralogía del concentrado obtenido de relaves de zinc.	27
Figura 4.3: Recuperación de zinc a diferentes tamaños de partícula en experimentos realizados por Pecina, a 60°C y una concentración de 5% w/v de H ₂ O ₂ y de H ₂ SO ₄ [8]	40
Figura 4.4: Linealización por modelo control químico	41
Figura 4.5: Geometría de un casquete esférico	44
Figura 4.6 Selección del tipo de agitador.	45
Figura 4.7 Esquema de dimensiones del agitador y deflectores para un reactor.	47
Figura 4.8: Diagrama de un reactor enchaquetado [28].	51
Figura 4.9 Deflector en espiral dentro de una chaqueta de enfriamiento [28]. ...	51
Figura 4.10 Reactor semicontinuo a escala 1:1.	57
Figura 4.11 Velocidad de corrosión de algunos aceros inoxidables a distinta concentración de H ₂ SO ₄ [35].	59

Figura 4.12 Diagrama P&ID del reactor semicontinuo.	62
Figura 4.13 Flowsheet del proceso.	62
Figura 4.14 a) Aproximación de forma de tejido en membrana de acero inoxidable; b) ejemplo de relación entre área de un poro sobre un área total (alambre de acero inoxidable y poro).	66
Figura 5.1: Determinación coste de un reactor en función de su capacidad y características.	73
Figura 5.2 Costo de tanques de almacenamiento y a presión [46].	74
Figura B.1 representación gráfica de aplicación norma 1411 of 78.	107
Tabla 2.1 Efecto de la temperatura en descomposición H ₂ O ₂ [12]	5
Tabla 2.2 Efecto de iones metálicos como catalizadores de la descomposición del H ₂ O ₂ [12].	6
Tabla 2.3 Reactivos que afectaron positivamente en el aumento de la vida media del H ₂ O ₂	7
Tabla 2.4 Estabilidad del H ₂ O ₂ con fenol por Glanville [14].....	8
Tabla 2.5 Efecto estabilizadores reportado por Solenberger [15]	9
Tabla 2.6: Comparación parámetros utilizados por diversos estudios.	10
Tabla 2.7 Tipos de reactores disponibles.	12
Tabla 4.1: Composición en masa de cada componente del concentrado.	28
Tabla 4.2: Composición corriente 2.	34
Tabla 4.3: Composición iónica del PLS	35
Tabla 4.4: Flujo de elementos de los ripsos diarios.	36

Tabla 4.5: Entalpía asociada a cada reacción involucrada.	37
Tabla 4.6: Determinación de calor necesario de componentes.....	39
Tabla 4.7: Tiempo, conversión y modelo cinético adoptado	41
Tabla 4.8 Dimensiones del reactor.	45
Tabla 4.9 Relaciones entre las dimensiones del agitador [34].	47
Tabla 4.10 Dimensiones del agitador.	47
Tabla 4.11 Valores de las constantes para tanques de 4 deflectores en la pared, del 10% de la pared de ancho [34].	49
Tabla 4.12 Composición AISI 316L [30].	59
Tabla 4.13 Propiedades mecánicas de AISI 316L [41].	60
Tabla 4.14 Composición química SAE 1020 [42].	60
Tabla 4.15 Propiedades mecánicas SAE 1020 [42].	60
Tabla 4.16 Determinación factor de fricción por bomba.	67
Tabla 4.17: Coeficientes de pérdida de carga para accesorios a usar [30].	68
Tabla 4.18: Determinación de largo equivalente por bomba.	68
Tabla 4.19: Determinación de altura de bomba para cada equipo.	68
Tabla 4.20: Determinación de la potencia requerida por bomba.	69
Tabla 4.21 Masa, densidad y volumen por fase en alimentación a filtro.	70
Tabla 4.22 Fragmento de las dimensiones de un filtro prensa para distintas capacidades [47].	71
Tabla 5.1 Características de las bombas diseñadas.....	75
Tabla 5.2 Características y precios de bombas Prominent.	75
Tabla 5.3 Resumen de costos por equipo.	76

Tabla 5.4 Factor del material para distintos metales comunes en industria química [30].	78
Tabla 5.5 Factores para cada tipo de planta química [30].	78
Tabla 5.6 Determinación costo del capital para equipos.	79
Tabla 5.7 Determinación costo del capital por método de porcentajes.	80
Tabla 5.8 Resumen tipo de costo operacional, cantidad necesaria y precio estimado.....	83
Tabla 5.9 Costo operacional en el tiempo y por tonelada de mineral procesado.	83
Tabla 6.1: Extracto sobre límites máximos permitidos para la descarga de residuos líquidos en cuerpos de agua fluviales.....	84
Tabla 6.2: Extracto límite máximo permitidos para la descarga de residuos líquidos en cuerpos de agua marino fuera de litoral de protección.	85
Tabla A.1 Balance ecuación esfalerita (4.3)	102
Tabla A.2 Balance ecuación willemite (4.4)	102
Tabla A.3 Moles necesarios de reactivos.	102
Tabla A.4 Balance de la disociación del ácido sulfúrico.....	102
Tabla A.5: Resumen de las composiciones y flujos másicos por cada corriente.	103

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

1.1. El Zinc, usos y propiedades

El zinc es un metal cuyas características son: ser de naturaleza dúctil, maleable, buen conductor del calor y de la electricidad. Su número atómico es el 30 y posee una masa de 65,38 u. Es posible encontrar este metal en forma de sulfuro de zinc (esfalerita, ZnS), como silicato (calamina, $\text{Zn}_4\text{Si}_2\text{O}_7(\text{OH})_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$), como óxido (cincita, ZnO) y como carbonato (smithsonita, ZnCO_3) [1].

Entre los usos principales del zinc, se encuentra que es un elemento esencial para el desarrollo de organismos vegetales y animales, principalmente para el ser humano, donde además de ser fundamental en el crecimiento en la niñez [2], es indispensable para el buen funcionamiento del sistema inmune y cumple distintas funciones importantes en el cuerpo humano, como ser un antioxidante, ayudar en la síntesis de proteínas, almacenamiento y liberación de insulina, entre otras muchos beneficios [3].

En tanto en la industria, los usos más importantes de este metal se presentan en aleaciones y recubrimiento de otros metales, mediante la técnica de galvanizado principalmente del acero y del hierro, para evitar la oxidación. El uso del zinc en esta rama constituye un 60% del total de usos que se le da. Otra utilidad del zinc es que forma parte importante en los materiales de construcción, ya sea en forma de planchas o variedades. Igualmente, en forma de latón, que es una aleación de zinc y cobre, es utilizado en la industria eléctrica, siendo la primera batería en la historia inventada a partir de esta aleación [4].

Cabe destacar que el zinc es el tercer metal no ferroso más utilizado, superado por el aluminio y el cobre [5], por lo cual se comprende por qué es de gran necesidad la alta extracción de este metal.

1.2. Mercado del Zinc

Realizando una comparación de valores de la bolsa de metales durante el periodo del año 2020, se observó que el promedio del precio del zinc fue de 1,03 USD/lb, un valor bajo en comparación al cobre que es el principal producto que exporta la minería en Chile, que durante el mismo periodo se mantuvo a un valor de 2,80 USD/lb, mientras que el aluminio mantuvo a un precio de 0,773 USD/lb [6]. Sin embargo, en estos últimos años se ha visto un aumento en el uso del zinc a nivel mundial, más aún, de acuerdo a un estudio que analiza el mercado del zinc hasta el año 2024, se anuncia que para el final de este periodo, el mercado del zinc alcanzará los 45,4 mil millones de dólares, con un crecimiento de un 1,9% entre los años 2019 y 2024, donde los principales impulsores de este aumento corresponderán a la creciente demanda de acero galvanizado y el desarrollo de infraestructura de naciones en desarrollo como en India, Brasil e Indonesia. También el aumento se debe a la demanda estimada por el uso del zinc en el desarrollo tecnológico como lo es en teléfonos inteligentes, vehículos eléctricos, motores híbridos leves y almacenamiento para la red eléctrica [7].

1.3. Proceso de extracción del zinc

En el proceso convencional de la extracción del zinc, este es obtenido a partir de menas sulfuradas, en forma de esfalerita, debido a que esta es la forma mineral con mayor abundancia en la corteza terrestre para explotación. Una vez extraído de la mina, el mineral es sometido a procesos de conminución para así dejarlo con un grado de liberación apropiado para ser concentrado mediante flotación. A continuación, el concentrado ingresa a un proceso pirometalúrgico de tostación, donde el sulfuro de zinc se convertirá en óxido de la forma ZnO , el cual se lixivia por lixiviación agitada, obteniendo una solución rica en zinc, la cual posteriormente, mediante electroobtención, permite obtener zinc en estado metálico [8].

Durante la flotación se obtiene un concentrado de zinc, con una ley alrededor del 40%, pero como es conocido, este proceso también generará un relave, el cuál es considerado

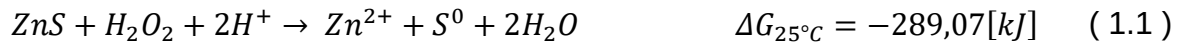
como un pasivo minero para la industria. En este caso se ha encontrado que el relave de esta operación tiene un contenido de zinc cercano al 2,1%.

1.4. Extracción de zinc a partir de relaves

Los relaves de flotación son considerados como pasivos ambientales mineros (PAM) para la industria siendo estos la mayor parte del material entrante inicial, lo que ha provocado el aumento de tranques de relaves, que es donde se almacenan. Actualmente el SERNAGEOMIN define los pasivos ambientales mineros como “aquella faena minera abandonada o paralizada, incluyendo sus residuos, que constituye un riesgo significativo para la vida o salud de las personas o para el medio ambiente” [9]. Es por esto que se ha evaluado en la actualidad el reprocesar relaves, convirtiéndolos en activos mineros, cuya ventaja es que en algunos casos es posible reutilizar equipos instalados en la planta, lo que genera una baja inversión a realizar por parte de las empresas [10], aumentando el beneficio económico a generar para la industria.

Es por esto, que con la finalidad de disminuir los PAM existentes, se ha ideado una forma de obtención del zinc a partir de relaves con contenido de esfalerita, en la cual se descarta utilizar un proceso de tostación, ahorrando los costos asociados a esta etapa, y donde en consecuencia, se requiere evaluar una ruta directamente hidrometalúrgica, específicamente, mediante la lixiviación ácida.

Se seleccionó el peróxido de hidrógeno (H_2O_2) como agente oxidante para la lixiviación, debido a que tiene un potencial de 1,77 [V] [11], y, además, es inocuo para el medio ambiente, ya que el resultado de la descomposición de este compuesto consiste en agua y oxígeno (ecuación (1.2)). Mientras tanto la acidez se otorgaría al estar en un medio de ácido sulfúrico (H_2SO_4). Finalmente, el mecanismo de reacción para la lixiviación de esfalerita corresponderá al planteado en la ecuación (1.1).



1.5. Aporte del trabajo de memoria

En base a investigaciones realizadas (que se mencionarán más adelante), se puede lograr mediante el método de lixiviación mencionado anteriormente, una extracción cercana al 80% en base a condiciones establecidas. Con esto en mente, también se ha encontrado que no se han registrado diseños de reactores que permitan implementar este mecanismo de lixiviación a escala piloto, ni mucho menos, a escala industrial. Debido a esto, es que el objetivo de este estudio consiste en desarrollar el diseño y dimensionamiento de un reactor agitado a escala semipiloto (con un procesamiento de 0,5 [t/d]) que optimice la extracción del zinc a partir de un relave de sulfuro de zinc. En consecuencia, también se desea analizar los costos asociados a la implementación de este equipo, mediante una evaluación económica simple. Por otra parte, no se debe dejar de lado la legislación ambiental que rige este tipo de proceso actualmente en Chile, de manera de evaluar la factibilidad de su implementación. Con esto se busca abrir camino, para más adelante, poder considerar un proyecto a nivel industrial para la obtención del zinc a partir de relaves de flotación, desde los resultados obtenidos.

CAPÍTULO 2: ANTECEDENTES Y REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

2.1. Estabilización del H_2O_2 .

El peróxido de hidrógeno es bastante estable en estado puro (90% pureza). Aún a esta concentración, su estabilidad se reduce con el aumento de la temperatura (Tabla 2.1).

Tabla 2.1 Efecto de la temperatura en descomposición H_2O_2 [12]

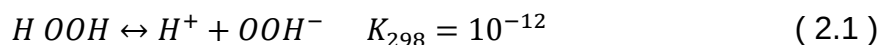
Temperatura	Tiempo en descomponerse un 1%
25°C	1 año
100°C	24 horas
140°C	Descomposición inmediata (temperatura de ebullición)

En comparación, se observa que muchos iones metálicos se consideran catalizadores de la descomposición del peróxido de hidrógeno (ecuación (1.2)), lo cual está demostrado en la Tabla 2.2 para una solución de 6% H_2O_2 en medio ácido. La diferencia que se observa entre las cantidades mencionadas se debe, generalmente, a que el efecto del peróxido de hidrógeno sobre los iones metálicos consiste en el intercambio de los estados de oxidación, así, por ejemplo, se genera la denominada reacción de Felton, con los iones de hierro, como se explicará más adelante. Por otro lado, para el caso del zinc, se ha observado que no puede provocar el mismo efecto, ya que el zinc solo tiene un estado de oxidación (+2). Aun así, el zinc cataliza la reacción de descomposición en el peróxido de hidrógeno, cuyo motivo aún no está estudiado a cabalidad.

Tabla 2.2 Efecto de iones metálicos como catalizadores de la descomposición del H_2O_2 [12].

Contaminante	Concentración mg/L	% pérdida en 24 horas a 100°C
Ninguno	-	2
Aluminio	10	2
Cromo	0,1	96
Cobre	0,01	96
Hierro	1	15
Estaño	10	2
Zinc	10	10

Asimismo, se ha encontrado también que las soluciones de peróxido de hidrógeno son más estables en medio ácido que en medio alcalino, además el peróxido de hidrógeno es un ácido débil, tiene una primera disociación que corresponde a la ecuación (2.1). En un ambiente ácido disminuye la concentración de OOH^- (ion perhidroxilo), y en un ambiente básico aumenta, por lo que se sugiere que el ion OOH^- también está involucrado en la aceleración de la descomposición [12].



A lo largo de los años muchos reactivos se han sugerido como estabilizadores para soluciones de peróxido de hidrógeno, de estos la mayoría sirven como inhibidores de los catalizadores, ya sea por absorción de los iones metálicos o por la capacidad de formar iones complejos con estos componentes [12].

2.1.1. Estabilizadores para el H_2O_2

Oh et al [13] evaluó la estabilidad del H_2O_2 aplicado en un proceso de descalcificación de superficies metálicas, en conjunto con ácido sulfúrico, para temperaturas entre los 32 y 45 °C. Mencionó que la pérdida del reactivo se debe a la descomposición provocada por la reacción de Fenton, que involucra la reacción entre el hierro metálico con el peróxido.

En este proceso el ion férrico interactúa con el peróxido de hidrógeno, reduciéndolo a ion ferroso y descomponiendo el peróxido en radicales. Así mismo ocurre oxidando el ferroso, formando un ciclo, en donde el H_2O_2 no se vuelve a formar. En solución a este problema es que Oh probó la capacidad estabilizadora de peróxido de hidrógeno de 49 reactivos orgánicos, donde en la Tabla 2.3 se resumen aquellos que generaron un efecto positivo en la vida media del peróxido, se encuentra el nombre del compuesto, si el estado es líquido o sólido (L o S respectivamente), la fórmula química de cada uno y el factor de incremento de la vida media del peróxido de hidrógeno, que corresponde a la razón en la que se ve incrementada la vida media original (el tiempo que toma en descomponerse el 50% de la concentración inicial) del peróxido bajo los mismos parámetros.

Tabla 2.3 Reactivos que afectaron positivamente en el aumento de la vida media del H_2O_2

Nombre	Fase	Fórmula química	Factor incremento vida media
2-Anilinoetanol	L	$\text{C}_8\text{H}_{11}\text{O}$	2,66
Anilina	L	$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	1,69
Fenol	S	$\text{C}_6\text{H}_6\text{O}$	1,67
Fenacetina	S	$\text{C}_{10}\text{H}_{13}\text{NO}_2$	1,52
Tirosina	S	$\text{C}_9\text{H}_{11}\text{NO}_3$	1,36
Dietilanilina	L	$\text{C}_{10}\text{H}_{15}\text{N}$	1,24

Se observa que el compuesto que retrasó en mayor medida la descomposición del H_2O_2 correspondió al 2-Anilinoetanol. Cabe mencionar que Oh también evaluó el ácido oxálico, compuesto que fue utilizado por Pecina [8], como agente acomplejante en sus experimentos, el cuál fue el que mejor resultados arrojó en la extracción del zinc. Oh en cambio determinó que su factor de incremento de vida media correspondió a un valor de 1,06, por lo que catalogó este reactivo como un agente estabilizador neutral para el H_2O_2 , lo que permite concluir que los reactivos encontrados como positivos (cualquiera de la tabla) tendrán un efecto aún mejor que el ácido oxálico, debiendo lograr, en consecuencia, una extracción aún mejor para el zinc en la lixiviación de la esfalerita.

Glanville [14], por otro lado, en su patente, establece que la adición de compuestos hidroxilados orgánicos como el fenol (C_6H_6O), entre otros, ayudan a reducir la descomposición de peróxido de hidrógeno a temperaturas elevadas. Si bien estos compuestos fueron evaluados en una solución con contenido de iones de cobre, Oh señaló que se puede utilizar para cuando existe contenido iónico de otros metales. La estabilidad del peróxido de hidrógeno fue determinada a partir del flujo de oxígeno gaseoso producto de la reacción de descomposición del peróxido, correspondiente a la ecuación (1.2).

En la Tabla 2.4 se presenta el resultado del flujo de oxígeno bajo distintas concentraciones de fenol. Los experimentos realizados para la obtención de estos resultados se llevaron a cabo a 150°F (65,5°C), en una solución acuosa de 100 mL compuesta de 13,8 g de $CuSO_4 \cdot 5H_2O$ y de 13,8 g de H_2SO_4 .

Tabla 2.4 Estabilidad del H_2O_2 con fenol por Glanville [14]

Concentración fenol ppm	275	50	5	0
Flujo $O_{2(g)}$ mL/min	0,12	0,58	4	72

Por otro lado, Solenberger [15] patentó compuestos orgánicos distintos, pero para la misma función de estabilización del peróxido de hidrógeno frente a altas temperaturas, en ambiente ácido sulfúrico. Estos compuestos incluyen ciertas anilinas sustituidas, ácidos sulfónicos aromáticos, ácido sulfámico, sulfolenos, sulfolanos, sulfóxidos y sulfones, y mezclas de estos, asegurando que proveen estabilidad hasta los 90°C. En la Tabla 2.5, se observa una comparación bajo dos distintas temperaturas para dos de los reactivos, cuyo resultado de la eficiencia del estabilizador fue medido por la fracción másica de oxígeno que permaneció en la solución (en base a la ecuación (1.2)).

Tabla 2.5 Efecto estabilizadores reportado por Solenberger [15]

Parámetros		Sin estabilizador	P-tolueno ácido sulfónico $\text{CH}_3(\text{C}_6\text{H}_4)\text{SO}_3\text{H} \cdot \text{H}_2\text{O}$	Sulfoleno $\text{C}_4\text{H}_8\text{O}_2\text{S}$
Caso 1	tiempo [horas]		200 ppm	2000 ppm
T= 61°C	4	69,5	99	24,8
14,3% H_2SO_4	8	48,8	97,8	94,3
3,5% H_2O_2	16	24,8	98	97
5100 ppm de $[\text{Cu}^{2+}]$		-	-	-
Caso 2		Sin estabilizador	P-tolueno ácido sulfónico	sulfoleno
T= 80°C	tiempo [min]		5000 ppm	5000 ppm
80% H_2SO_4	10	0	20	20
1,7% H_2O_2	20	0	12	9
500 ppm de $[\text{Cu}^{2+}]$		-	-	-

Por lo tanto, se debería seleccionar uno de los compuestos mencionados para controlar la estabilidad del peróxido de hidrógeno en el diseño de un reactor a escala semipiloto, de manera de mejorar la extracción de zinc a partir de su forma sulfurada, ya que no disminuirá tan rápidamente el agente oxidante en el sistema. Para comenzar, se descarta el uso del 2-Anilinoetanol, debido a que no se probó su efecto a temperaturas superiores a 60°C, como si fue probado en las patentes. Se seleccionó el ácido p-toluensulfónico como estabilizador ya que se encuentra a un menor costo como se presenta en el capítulo 5.2, sumado a que para la seguridad de las personas y del ambiente presenta un menor riesgo, como se presenta en el capítulo 6.

2.2. Lixiviación de ZnS con H₂O₂ en medio H₂SO₄

Respecto a la lixiviación de sulfuro de zinc, se han encontrado distintos estudios que han trabajado con peróxido de hidrógeno como oxidante. A continuación, se muestra un resumen del procedimiento utilizado por cada uno de estos experimentos, a través de la Tabla 2.6, que indica la referencia del autor que lo estudió, los parámetros utilizados y la máxima recuperación que lograron obtener y el tiempo asociado. Cabe mencionar que, si bien los estudios que trabajaron a mayor temperatura rinden mejores resultados, al incrementar este parámetro se observó una descomposición acelerada del H₂O₂, característica que ya ha sido mencionada anteriormente.

Tabla 2.6: Comparación parámetros utilizados por diversos estudios.

	T. Pecina, 2007 [8]	S. Aydogan, 2006 [11]	D. Landázuri, 2013 [16]
Máxima extracción de Zn	80%	58,31%	48%
Origen mineral	Concentrado de flotación	Concentrado de esfalerita	Mineral de sulfuros
Ley de Zn	62,50%	57,70%	0,74%
Concentración H ₂ O ₂	5% v/v	1 M	3 M
Concentración H ₂ SO ₄	5% v/v	2 M	1,5 M
Razón sólido líquido	1/20	1/500	1/10
Tiempo de recuperación	240 minutos	150 minutos	180 minutos
Temperatura de trabajo	60 [°C]	60 [°C]	25 [°C]
Velocidad de agitación	160 rpm	Sin agitación	700 rpm
Granulometría	<38 [µm]	-45+38 [µm]	No se indica

Se puede concluir en base a lo investigado, que una temperatura óptima de recuperación, para el diseño del reactor, debe ser de al menos 60°C. Además, el reactor debe contemplar una ligera agitación para lograr una suspensión homogénea de sólidos, que poseerán una granulometría menor a 38 [µm], y por último, se debe añadir a los reactivos ya utilizados, estabilizadores del peróxido de hidrógeno, que como se ha investigado, logra una mejora en el proceso.

2.3. Descripción y selección de tecnología

2.3.1. Tipos de reactores

Los reactores se pueden clasificar generalmente de dos formas [17], la primera los divide en reactores batch (o intermitente), continuos y semicontinuos. Los reactores batch admiten todos los reactivos en un comienzo, luego realizan el proceso dentro de un tanque, generalmente, con o sin agitación, y se extraen los productos al final pasado un tiempo de residencia determinado. Se utiliza generalmente en producciones a pequeña escala. El reactor continuo se caracteriza porque los reactivos son introducidos y los productos se van extrayendo simultáneamente, puede tener forma de tanque, una estructura tubular o una torre, y tiene aplicación en plantas a gran escala, reduciendo costos de operación y facilitando control de calidad del producto final. Por último, se encuentra el reactor semicontinuo, donde pueden agregarse reactivos al comienzo, mientras que se agregan otros durante la reacción, o también puede extraerse uno o más productos de la reacción en forma continua. Por otro lado, los reactores también pueden clasificarse conforme a características de su diseño, entre estos se encuentran los tanques, tubulares, torres, lecho fluidizado, fases dispersas, etc. En la Tabla 2.7 se observa una breve descripción para cada uno de estos reactores.

Tabla 2.7 Tipos de reactores disponibles.

Nombre	Descripción
Tipo tanque	Uno de los más comunes en la industria química, puede contener algún medio de agitación y elementos para la transferencia de calor. Puede operar en batch o continuo, su principal limitación son los líquidos muy viscosos. Provee mezclado casi perfecto, y puede ser conectado en serie para una operación continua.
Tipo tubular:	Es un tubo continuo o varios tubos en paralelo, los reactivos penetran por un extremo y el producto sale por el otro. Puede transferirse calor a este mediante un encamisado o diseño de tubos y carcasas. Se utiliza cuando es indeseable el retromezclado en la dirección del flujo.
Tipo torre:	Estructura cilíndrica vertical, relación altura/diámetro de gran valor, puede contener sólidos como reactivos, catalizadores o mantenerse vacío.
Lecho fluidizado:	Es un depósito cilíndrico vertical con partículas sólidas de catalizador o reactivo en su interior, se introduce el fluido por la parte inferior de manera que los sólidos se mantienen suspendidos en la corriente del fluido, sin salir del sistema.
Para fases dispersas:	Columna vertical que contiene partículas finas en un medio líquido, que pueden ser parte de los reactivos. Se burbujea el reactivo gaseoso a modo de disolverlo en el líquido donde se producen las reacciones catalizadas.

2.3.2. Reactores para lixiviación directa del ZnS

A continuación, se analiza en profundidad el tipo de reactores que han sido mayoritariamente utilizados en la lixiviación de sulfuro de zinc.

A comienzos del año 1980 comenzó el desarrollo de la tecnología para lixiviación directa de sulfuro de zinc como alternativa al proceso pirometalúrgico, este proceso fue denominado Zinc Pressure Leach Process (ZPL, o proceso de lixiviación de zinc a

presión), debido a que era realizado en autoclaves, mediante la aplicación de altas presiones y temperaturas (sobre los 1600 kPa y 120°C, respectivamente) [18]. Hacia el año 1990, se trabajó en nuevos de lixiviación del sulfuro en reactores a presión atmosférica, con temperaturas cercana a la de ebullición (100°C), como alternativa al uso de autoclaves [18]. Debido a que el proceso a evaluar en este trabajo de memoria no requiere de presiones elevadas, es que se analizará la tecnología existente de procesos realizados a presión atmosférica.

Filippou [18] separó las tecnologías existentes en tres principales categorías, aquellas utilizadas para el sulfuro de zinc regular, es decir, aquel mineral que era sometido al proceso tradicional de flotación-tostación-lixiviación. Filippou también mencionó los sulfuros de zinc complejos, aquellos que generalmente no pueden ser sometidos a flotación y por último menciona los óxidos de zinc. Describió en forma general el reactor patentado de la empresa belga, la Unión Minière, diseñado para la lixiviación directa de concentrados de esfalerita. Este es un reactor cerrado y equipado con una entrada para la alimentación, una para el oxígeno, un rebalse para el overflow del flujo y un tubo autoaspirante agitador con un eje hueco, con turbina helicoidal y una manga de aspiración, se pueden observar estos elementos en la Figura 2.1. El agitador mantiene los sólidos en suspensión aspirando y dispersando el oxígeno en suspensión. El reactor también está equipado con dispositivos para la medición y regulación de la temperatura, potencial redox de la pulpa, presión sobre la pulpa, el flujo de oxígeno y velocidad del agitador. Los inventores propusieron el uso de dos agitadores en el reactor, uno a velocidad constante ubicado axialmente, que mantuviera los sólidos en suspensión y para dispersar el oxígeno y uno de velocidad variable ubicado excéntricamente usado para recircular el oxígeno sin reaccionar. Fue desarrollado por la refinería Balen de zinc en Bélgica en 1990. La implementación de este proceso incrementó la capacidad de 190.000 t/a desde 1989 a 400.000 t/a en 2000. El proceso inicia con el tratamiento tradicional de sulfuro de zinc, se realiza una tostación, donde se obtiene calcina (ZnO a partir del ZnS), esta se somete a una lixiviación neutra, donde se obtiene un sólido con contenido de ferrita de zinc (ZnFe_2O_4) la cual es lixiviada en la ecuación (2.2), en conjunto con una fracción del concentrado de ZnS , con una solución 55,65 g/L de H_2SO_4 a 90°C. Luego el ion férrico en solución ataca la esfalerita, como ocurre en la ecuación (2.3), además, se

inyecta oxígeno al reactor para recuperar el oxidante, en la ecuación (2.4). Se separa el líquido del sólido, el primero es devuelto a la lixiviación neutra, y el segundo forma un residuo. Existe una variación del proceso denominada de dos etapas, presentado en la Figura 2.2, en esta la disolución del $ZnFe_2O_4$ es llevada a cabo en una primera etapa (tiempo de residencia: 5 h), entremedio existe una separación sólido/líquido mediante un espesador y filtración para recuperar metales como plomo y plata, y la oxidación de la esfalerita se lleva en la segunda etapa (tiempo residencia 6 horas).

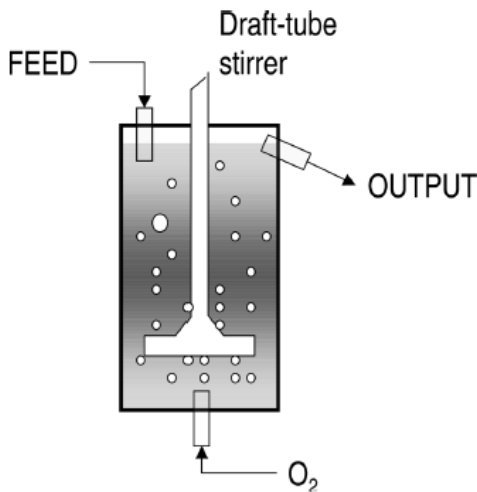
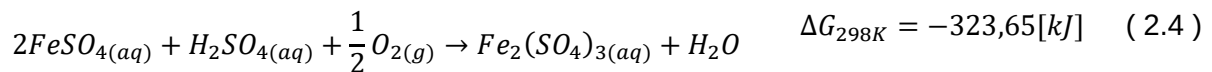
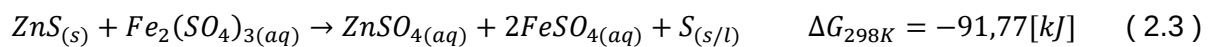
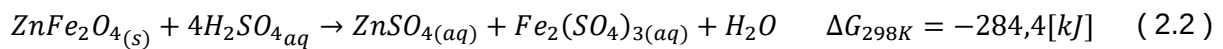


Figura 2.1 Reactor patentado de la Union Miniere, para el proceso de lixiviación directa [18].



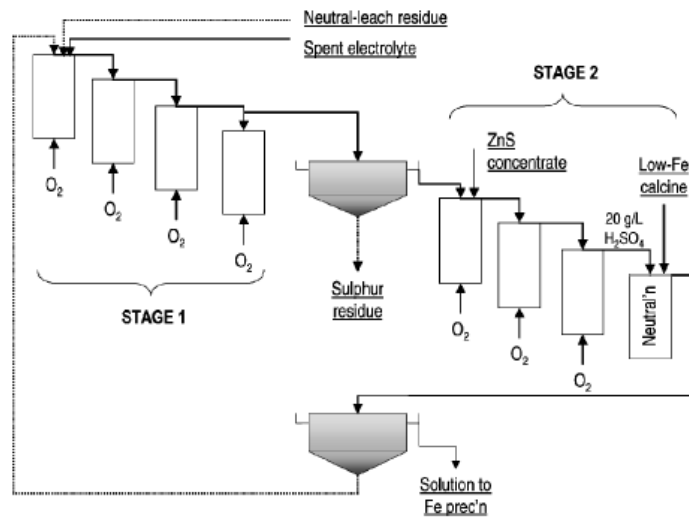
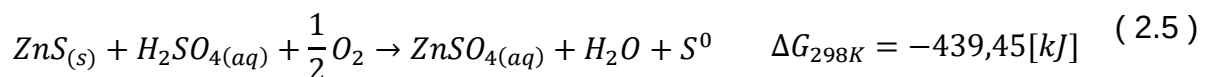


Figura 2.2 Proceso de lixiviación directa de la Union Miniere en dos etapas.

Por otro lado, Haakana et al [19] indicó un nuevo sistema para la lixiviación directa de concentrados de sulfuros de zinc, el cuál fue probado en un reactor semibatch y resultó competitivo contra la tecnología convencional, y estableció que puede ser aplicado a un modelo continuo. La lixiviación planteada siguió las ecuaciones (2.3) y (2.4), además planteó que la ecuación (2.5) también tomó lugar en la disolución del ZnS, debido a que existió inyección de oxígeno. En este estudio se presenta un nuevo modelo matemático, que indica un proceso de dispersión que mejora la transferencia de masa y calor entre los reactivos. Se utiliza un reactor a escala piloto (Figura 2.3), el cuál trata una pulpa de concentrado y solución de ácido sulfúrico, cuya mezcla circula constantemente por la sección del espacio de dispersión y el volumen del reactor. Los experimentos se hicieron entre los 95-110°C y con presiones entre 1 a 5 bar. La solución consistió en 20-60 g/L de ácido sulfúrico, 50 g/L de hierro y 1 g/L de cobre, mientras que el oxígeno fue alimentado de manera continua al sistema. Se comprobó que el modelo se ajusta a los resultados de la prueba, y que además, tanto el modelo como la prueba piloto en este sistema arrojaron una fracción de conversión cercana a 1, para tiempos entre 240 a 400 minutos, dependiendo de las condiciones especificadas anteriormente.



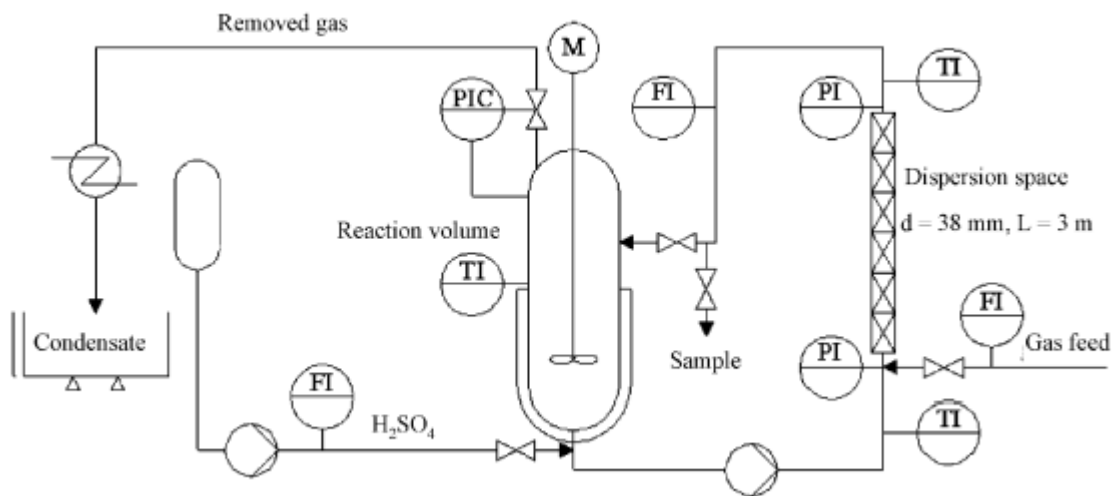


Figura 2.3 Proceso y reactor piloto planteado por Haakana [19].

En cuanto a la lixiviación bacteriana, se han realizado una variedad de innovaciones tanto en su mecanismo de reacción como en el tipo de reactor en el que se llevan a cabo. Los equipos más utilizados en biolixiviación corresponden a los reactores de tanque agitado (STR: stirred tank reactor), el reactor de columna de burbujas (BCR: Bubble column reactor) los reactores tipo elevación por aire (ALR: airlift reactor), además de recipientes cilíndricos con fondo cónico conocidos como Pachuca. Un caso es el de Giaveno [20], el cual utilizó bacterias *Acithiobacillus ferrooxidans* para la lixiviación de sulfuro de zinc de baja ley, usando un reactor de flujo reverso Airlift. El reactor utilizado (Figura 2.4) fue de acrílico transparente (6 mm de espesor), diámetro externo de 0,115 [m] y una altura de 0,875 m. la tubería concéntrica es de 0,7 [m] altura. El área del tubo de subida es de $4,48 \cdot 10^{-3}$ [m²] y de bajada es de $7,47 \cdot 10^{-3}$ [m²]. El equipo consiste en 4 partes, el tubo de subida, el separador de gas, el de bajada y la base. En el tubo de subida el líquido y el aire fluyen hacia arriba, en el separador de gas el gas es soltado total o parcialmente, del líquido, en la bajada el líquido fluye hacia abajo. Los diferentes volúmenes de aire retenidos en los dos tubos crean una diferencia de presión que fuerza al fluido a seguir circulando. El aire es suplido por un anillo perforado uniforme en el fondo del reactor, y así se obtiene un flujo en reversa. El mineral poseía una granulometría menor a 74 [μm], de composición de dos minas, con un contenido en zinc de 8,36% y 22,49%. El experimento se realizó a pH 1,8 a $25 \pm 0,5$ [°C]. se utilizó una velocidad superficial de aire

“Jg” de 0,01 [m/s]. Se obtuvo una recuperación de 98% para el zinc en 65 días, por lo que se concluye que la principal limitación para este proceso es la cinética de disolución.

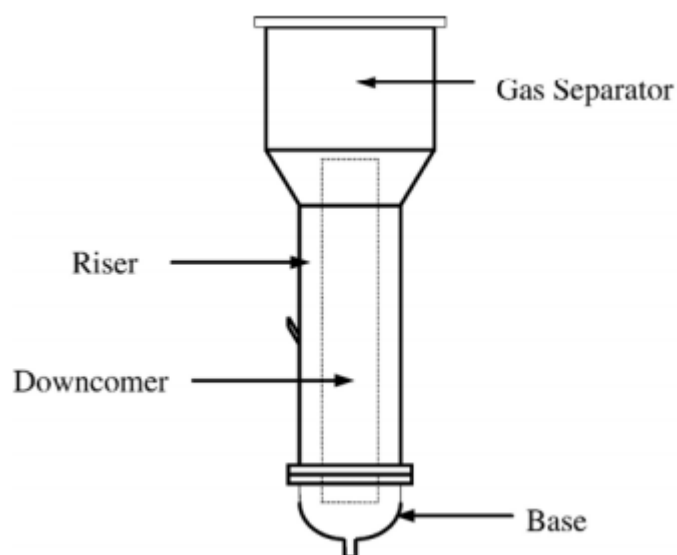


Figura 2.4 Esquema del reactor airlift usado por Giaveno [20].

Sadeghi [21] evaluó los parámetros en la lixiviación de sulfuro de zinc en un reactor tubular a escala en medio ácido sulfúrico con férrico como agente oxidante, similar a los casos vistos anteriormente (ecuaciones (2.3) y (2.4)). Las dimensiones del reactor (Figura 2.5) fueron, un volumen de 440 dm³ y 9 m de altura. Mientras que la disolución de la esfalerita fue favorecida bajo la presión hidrostática del reactor. Se recuperó 86% de zinc a 95[°C] y 0,4 [M] de sulfato ferroso, 0,25 [M] ácido sulfúrico y flujo de aire de 0,41 [L/min].

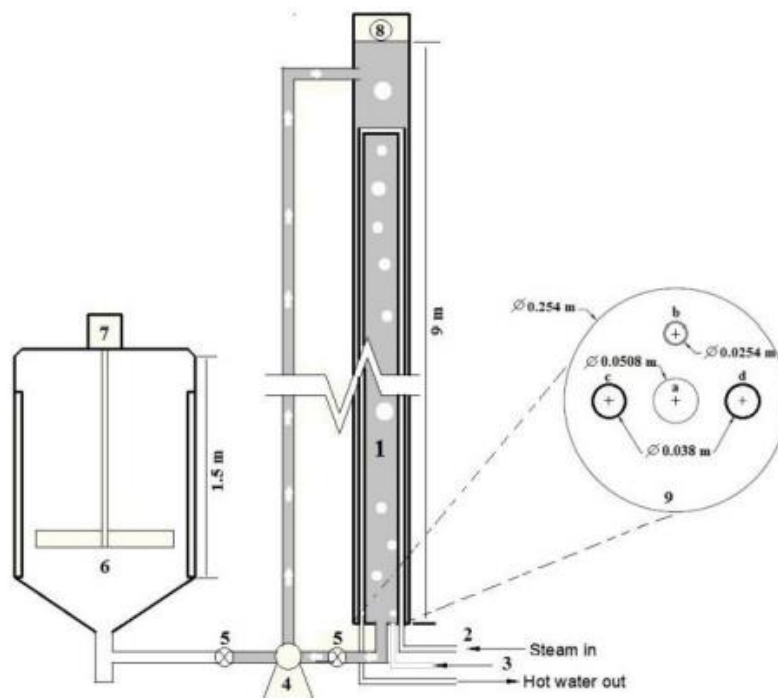


Figura 2.5 Reactor tubular propuesto por Sadeghi [21].

Mahmoud [22] et al indicó que, para el caso de biolixiviación de sulfuros metálicos, se ha desarrollado rápidamente a escala industrial la tecnología de los tanques agitados. Además, estableció que la ventaja de los reactores continuos de tanque agitado (abreviado CSTR: Continuous Stirred Tank Reactor), radica en su habilidad de proveer una más alta transferencia de masa, alta capacidad de mezcla y suspensión de sólidos que los valores otorgados por los reactores tipo ALR y BCR, ya que ofrece mucho mejor control de las operaciones, facilitando una recuperación del proceso mucho más rápida y eficiente. En el caso de la biolixiviación, se puede armar un sistema de reactores continuo, los cuáles pueden estar dispuestos en serie, paralelo o una combinación de ambos, equipados con un agitador tipo impeller que mantiene el mineral fino en suspensión y asegura la eficiente transferencia de oxígeno y dióxido de carbono requerido para la oxidación del sulfuro, así como para el crecimiento de microorganismos. Los reactores CSTR son generalmente diseñados con una razón altura/diámetro cercana a 1 para minimizar la presión estática de la pulpa sobre las paredes y también para reducir la presión administrada en los sopladores si el reactor necesita de aireación. Una de las

limitantes de los CSTR es que el máximo porcentaje de sólidos en peso que admite es de un 20%, debido al estrés de corte producido sobre el impeller al superar este valor. Los reactores tipo BCR, al contrario, no tienen este límite, y, además, este tipo de reactor reduce costos de operaciones al utilizar una menor potencia, al no necesitar agitadores. Debido a lo mencionado anteriormente, también disminuye el estrés al que están sometidos los microorganismos. Lamentablemente Mahmoud [22] indicó que un diseño de este tipo de reactor a escala industrial aún no es posible, por lo que se siguen prefiriendo los CSTR. En la Figura 2.6 Mahmoud indicó los factores de importancia en una biolixiviación, llevada a cabo en un CSTR.

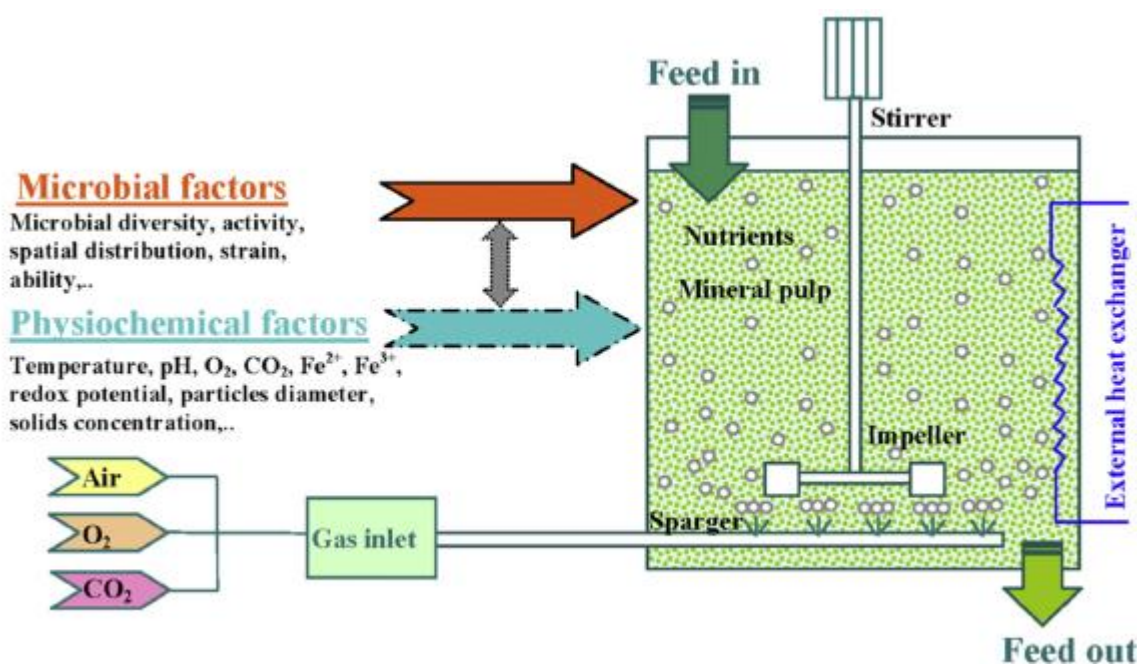


Figura 2.6 Factores involucrados en un biorreactor según Mahmoud [22].

En base a lo revisado anteriormente se puede observar que un reactor óptimo para la lixiviación de relaves de esfalerita en medio ácido sulfúrico con agente oxidante de peróxido de hidrógeno consistiría en un reactor de tipo agitación mecánica, ya que este tipo de reactores ayudan a mantener el sólido en suspensión, propiciando el contacto entre los reactivos. Se considerará en el diseño, un reactor agitado de tipo semicontinuo, debido a que se puede obtener un flujo de solución constante, mientras que se asegura que el sólido permanezca el tiempo adecuado dentro del reactor.

2.3.3. Últimas tecnologías de lixiviación agitada a nivel industrial

En esta sección, se revisarán las dos tecnologías más importantes en los últimos 20 años que han sido implementadas con resultados beneficiosos a nivel industrial, para la extracción de distintos tipos de metales.

El primer proceso que se ha implementado en la actualidad en muchos procesos es el Albion Process, desarrollado en los noventa. Consiste en una combinación de tres procesos en continuo, una molienda de mineral ultrafina, con partículas que alcanzan entre 8-12 μm con tecnología IsaMill, luego una lixiviación agitada con inyección de oxígeno, a presión ambiental, cuya función es oxidar el ion ferroso a férrico y para finalizar se lleva la solución a una etapa de remoción de iones de hierro [23]. En la etapa de lixiviación no se realiza control de temperatura, por lo que solo alcanza el valor que generen las reacciones exotérmicas. Otra característica es que el oxígeno es inyectado mediante la tecnología Hypersparge, el cual inyecta un chorro supersónico de gas, provocando burbujas muy finas que mejoran la transferencia de masa del proceso [24].

El segundo proceso más utilizado es el desarrollado por Outotec, también desarrollado durante los noventa, utiliza un mineral con granulometría entre 15-25 μm . Consiste en un reactor de 20 [m] de alto y de 900 m^3 de volumen con agitación neumática [23]. Utiliza inyección de oxígeno al 98%, y trabaja a una temperatura de 100 $^{\circ}\text{C}$ mantenido por sus reacciones exotérmicas. El oxidante principal es el ion férrico, por lo que el oxígeno cumple, al igual que en Albion Process, la función de oxidar el ferroso al ya ser consumido por la reacción principal. La extracción de este proceso cuando se ha utilizado en la lixiviación del zinc alcanza un 96-99% para un tiempo de residencia de entre 20-30 [h] [23].

Si bien estas tecnologías fueron implementadas en distintas operaciones a lo largo del mundo, dando resultados óptimos, si bien cuentan con inyección de oxígeno al operar a presión ambiental, el principal agente oxidante es el férrico, el cual se puede obtener principalmente del mineral alimentado al reactor. Este metal no se encuentra en el concentrado analizado en esta memoria. También se puede añadir que la utilización del férrico como agente oxidante condiciona la implementación de un proceso de remoción del hierro, ya que este metal puede resultar inconveniente en los procesos siguientes,

por ejemplo, en electrowinning. Al contrario, en esta memoria el oxidante planteado es el peróxido de hidrógeno, por lo que no se requiere de inyección de oxígeno en el reactor, ya que la agitación será otorgada de forma mecánica. Por otro lado, los sistemas mencionados anteriormente no cuentan con control de temperatura, ya que no es requerido en su proceso, las reacciones aportan la energía suficiente para llevar el proceso a cabo, mientras que al trabajar con peróxido de hidrógeno es importante mantener un control de la temperatura, ya que como se ha indicado, un aumento desmedido en esta puede provocar la pérdida del oxidante. Por último, se debe considerar que, si bien los procesos analizados a la actualidad tienen un porcentaje de extracción más elevado que el presentado en esta memoria, los tiempos de residencia son más elevados que los alcanzados utilizando peróxido de hidrógeno como agente oxidante.

CAPÍTULO 3: PROPUESTA TÉCNICA

3.1. Objetivos de trabajo de memoria

A continuación, se plantean los objetivos de este trabajo de memoria.

Objetivo General:

Diseñar un reactor semipiloto con agitación mecánica para la lixiviación ácida de esfalerita desde relaves con peróxido de hidrógeno estabilizado con ácido p-toluensulfónico.

Objetivos Específicos:

- Caracterizar los flujos de entrada y salida del proceso a implementar.
- Dimensionar el reactor, especificando instrumentación necesaria y materiales a utilizar.
- Analizar la viabilidad económica del reactor de lixiviación y la aplicabilidad del proceso, realizando estimaciones de costos.
- Estudiar la legislación ambiental que está afecto el proceso de lixiviación planteado.

3.2. Metodología del diseño

La metodología del diseño se separó en secciones, las cuáles buscan resolver cada uno de los objetivos específicos, cuyo cumplimiento resuelve el objetivo general de esta memoria. Estas secciones corresponden a:

- **Definición del proceso**

Se describió completamente el proceso productivo a evaluar, estableciendo los parámetros y variables a determinar con la información disponible. También se definieron los supuestos a considerar y las limitaciones existentes, todo esto basado en el estado del arte.

- **Metodología y estrategias de caracterización de flujos de entrada y salida**

Se desarrolló el paso a paso de los balances de masa y energía para el proceso a evaluar, para finalmente obtener las características físicas y composición para cada flujo que ingresa y abandona el proceso evaluado. Para ello se comenzó presentando las reacciones estequiométricas esperadas, en base a las condiciones planteadas y la mineralogía del relave, contemplando el grado de conversión concordante con el presentado en el estado del arte. Por otro lado, con esta información también se desplegaron los balances energéticos, conociendo las entalpías para cada una de las reacciones, donde se pudo contemplar el equilibrio térmico al que debe llegar el diseño del equipo. A la par, se planteó una base de cálculo que indicó el flujo a tratar para este diseño, de manera de cuantificar los productos y subproductos del proceso. Se determinaron, además, aspectos de importancia en un proceso metalúrgico, como lo es el consumo de ácido y de agua durante el proceso, así como la cantidad de reactivos utilizados.

- **Metodología y estrategias del dimensionamiento**

El diseño contempló la estimación del tiempo de residencia del proceso, las dimensiones del equipo principal en base a este mismo, la determinación del tipo de agitador, y otros instrumentos que se utilizarán en el reactor, como tipo de medidor de temperatura, potencial redox, etc. Además, se definió el material de construcción del reactor bajo las

condiciones planteadas en el balance. Se establecieron los supuestos a utilizar y limitaciones existentes, en base a revisión bibliográfica.

- **Metodología y estrategia de evaluación económica**

Se evaluaron los costos de inversión y los costos de operación del reactor. Los costos de inversión contemplaron la selección de materiales a utilizar en la construcción del reactor, otros equipos necesarios, y los costos asociados para poner en marcha el proceso. Los costos de operación incluyeron la utilización de reactivos, de agua y de energía utilizados a lo largo del proceso. Además, se consideró el precio de la mano de obra.

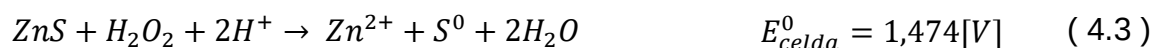
- **Metodología y estrategia de análisis ambiental**

En este punto se presentaron los valores máximos de contaminantes permitidos en los residuos de procesos mineros, establecidos por la legislación vigente en Chile. Por otro lado, fueron comparados con valores presentados por posibles desechos del proceso, en base a los balances realizados.

CAPÍTULO 4: BALANCES Y DISEÑO

4.1. Descripción del proceso

El proceso consiste en una lixiviación directa de un concentrado producido desde un relave con sulfuro de zinc, con un contenido de 64,3% de esfalerita. Este concentrado se desea lixiviar con una solución de ácido sulfúrico, (cuya concentración se determinó en base a lo consumido por las reacciones, tanto principales como secundarias, que se presentarán más adelante), así como con peróxido de hidrógeno, que en base a el estado del arte se requiere en una concentración de 5% p/v. Las semirreacciones que se desean lograr en el medio corresponden a las ecuaciones (4.1) y (4.2), mientras que la reacción global del sistema corresponde a la ecuación (4.3).



En el capítulo 2.2, se indicaron diversos autores que también analizaron la cinética del mecanismo planteado anteriormente, donde coincidieron en que el proceso estaba gobernado por control químico [8, 11] por lo que una temperatura relativamente alta mejora la cinética de lixiviación, lo cual ocurre a partir de los 60°C. Además, se contempla la adición de un estabilizador del peróxido de hidrógeno, específicamente el ácido p-toluensulfónico, cuya concentración se determinó más adelante, ya que posee una menor toxicidad que los otros evaluados en el estado del arte, y un menor costo. Éste permitirá mantener el peróxido en solución disponible para interactuar solo en el mecanismo de lixiviación.

El proceso seguirá el diagrama de bloques de la Figura 4.1, donde se observan los flujos de entrada y de salida, en color azul se encuentran las corrientes sólidas, en verde las corrientes líquidas y en morado las corrientes gaseosas.

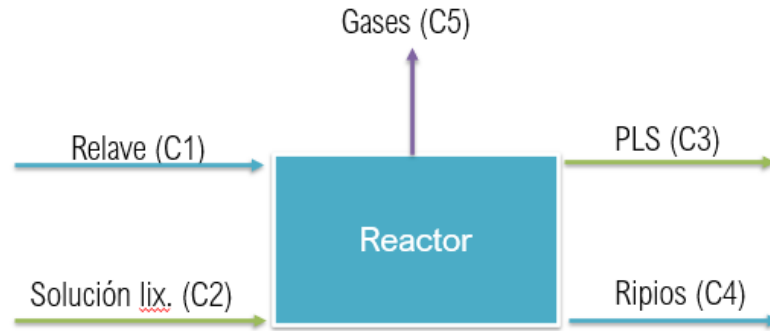


Figura 4.1: Diagrama de bloque del proceso.

La corriente 1 (C1), corresponde al material sólido que se lixiviará, cuya mineralogía se menciona en la Figura 4.2. La corriente 2 (C2), pertenece a la solución lixivante, que estará compuesta por agua, ácido sulfúrico, peróxido de hidrógeno y el estabilizador. En los flujos de salida se encuentra la corriente 3 (C3), el PLS del proceso, poseerá el zinc en solución; mientras que la corriente 4 (C4), corresponde a los ripios del proceso, que aún poseen valor comercial debido a su contenido en plata, como se verá más adelante. Por último, la corriente 5 (C5), contempla los gases emanados durante el proceso, equivalente al oxígeno de la descomposición del peróxido de hidrógeno, y a la evaporación parcial de la solución acuosa al estar a una temperatura de 60°C. El proceso se llevará a cabo de manera semicontinua, esto quiere decir que la fase sólida permanecerá en el reactor por un tiempo determinado (similar a un reactor tipo intermitente), la fase líquida ingresa y sale del reactor de forma continua, y por último los productos gaseosos abandonarán libremente el reactor mediante una abertura ubicada para esto.

4.2. Balance de masa

4.2.1. Corriente 1: Características del relave

a) Mineralogía del relave

El material de trabajo corresponde al concentrado de una etapa de flotación a partir de un relave de zinc, obtenido desde la región de Minas Gerais, en Brasil. La composición mineralógica se presenta en la Figura 4.2.

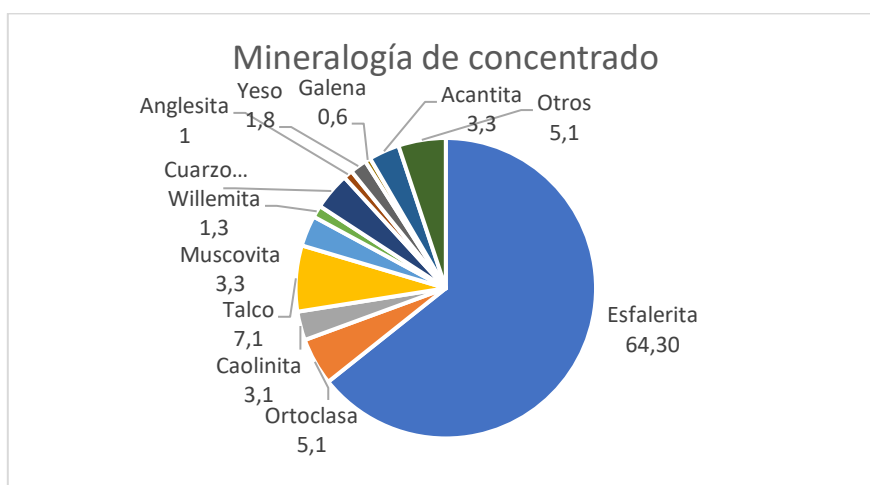


Figura 4.2: Mineralogía del concentrado obtenido de relaves de zinc.

La figura muestra una composición mayoritaria de esfalerita, siendo esta superior a 64%. Otra gran cantidad de los compuestos que acompañan a la esfalerita son minerales del tipo silicatos y se observan en menor cantidad minerales tipo sulfatos y sulfuros. Además, se aprecia la existencia de otra fuente de zinc, en mucha menor proporción en este concentrado, la willemita ($\text{Zn}_2(\text{SiO}_4)$), por lo que se realizó el balance planeando la recuperación del zinc a partir de estos dos compuestos.

En la Tabla 4.1, se presenta la composición del concentrado, tanto su fórmula química, como el tonelaje diario a procesar, el que fue obtenido a partir de plantear una base de cálculo de 500 [kg/d] de alimentación, el cuál si bien para el balance se consideró como un flujo continuo, en el diseño del reactor esto no se contempla así, ya que este posee un tiempo de residencia asociado a la cinética, por lo que se procesará una cantidad fija

de masa de mineral por ciclo. Es importante mencionar que, aunque haya sido considerado como flujo continuo no afecta en términos de balance de masa o energía.

Tabla 4.1: Composición en masa de cada componente del concentrado.

Compuesto	Fórmula química	Ley %	kg/d	Peso molecular	mol/d
Esfalerita	ZnS	64,30	321,5	97,4	3299,30
Ortoclasa	KAlSi ₃ O ₈	5,1	25,5	269,3	94,68
Caolinita	Al ₂ Si ₂ O ₅ (OH) ₄	3,1	15,5	252,2	61,47
Talco	Mg ₃ Si ₄ O ₁₀ (OH) ₂	7,1	35,5	367,3	96,66
Muscovita	KAl ₂ (AlSi ₃ O ₁₀)(OH) ₂	3,3	16,5	389,3	42,38
Willemita	Zn ₂ (SiO ₄)	1,3	6,5	219,8	29,57
Cuarzo	SiO ₂	4	20,0	57,1	350,36
Anglesita	PbSO ₄	1	5,0	303,3	16,49
Yeso	CaSO ₄ *2H ₂ O	1,8	9,0	172,2	52,27
Galena	PbS	0,6	3,0	239,3	12,54
Acantita	Ag ₂ S	3,3	16,5	247,8	66,59
Otros	-	5	25,5		

Se observa que al procesar 500 [kg/d], 321,5 [kg/d] corresponden al mineral de interés, la esfalerita. Así mismo se aprecia que muchos de estos compuestos pertenecen al grupo de los silicatos (ortoclasa, caolinita, talco, muscovita, willemita y cuarzo), sumando una cantidad de 120 [kg/d]. Cabe mencionar que la willemita representa un mineral de interés al igual que la esfalerita, por el contenido en zinc que presenta. También se encuentran los compuestos de tipo sulfato (anglesita y yeso), que componen 14 [kg/d]; y por último la galena y acantita corresponden a sulfuros que generan una cantidad de 19 [kg/d]. Por otro lado, como suposición, se establece que el contenido de la categoría “otros” (correspondiente a 25,5 [kg/d]), no presenta un comportamiento importante en la reacción, ni de forma química o física, por lo tanto, será considerado como un sólido inerte, que no interacciona en el sistema. Por último, se debe mencionar que para que el proceso logre una extracción de zinc superior a 80%, se debe implementar un proceso

anterior de molienda fina que logre un material con P80 de 32[μm]. La selección de este tipo de molienda queda fuera del alcance de esta memoria.

b) Consumo de reactivos de las impurezas en concentrado.

Es importante considerar que la esfalerita no es el único mineral que consume ácido, por lo cual, para determinar la cantidad de ácido requerido, se realizó un análisis de cada mineral reportado en el concentrado:

- Impurezas silicatadas

De las impurezas silicatadas la única especie que reacciona estequiométricamente con la solución ácida, de acuerdo a la literatura, es la willemita [25], cuya reacción de disolución es la ecuación (4.4), por ende el consumo de ácido del resto de las especies silicatadas (ortoclasa, muscovita, talco, caolinita, cuarzo), se puede considerar despreciable, como indican Chetty [26] y Baba et al [27]. Específicamente, Chetty plantea que se debe a la estructura de estos silicatos, que pertenecen a los grupos de filosilicatos y tectosilicatos, los cuáles se caracterizan por tener una disolución de cinética muy lenta y donde, además, ésta procede de forma incongruente, ya que la disolución no es estequiométrica. Debido a esto, y la baja proporción en que se encuentran los silicatos mencionados, se establece como suposición que el resto de los componentes no consumirán el ácido suministrado exceptuando la willemita.



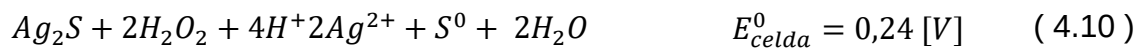
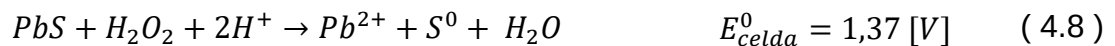
- Sulfatos

En el concentrado se observan dos tipos de sulfatos, la anglesita y el yeso. Para el caso del primer mineral, en solución ácida la única especie estable acuosa corresponde al ion de plomo (Pb²⁺), cuyo paso de PbSO₄ a Pb²⁺ se presenta en la ecuación (4.5). Por otro lado, la única especie estable para el calcio en solución acuosa ácida es el ion de calcio (Ca²⁺), cuya reacción de disolución se presenta en la ecuación (4.6). Para concluir y de mayor importancia, ambas presentan una energía libre de Gibbs (ΔG) positiva, lo que indica que no existe disolución en medio acuoso de ninguna de las especies sulfatadas, ya que se encuentran estables a esta temperatura.



- Sulfuros

En cuanto a la disolución de los sulfuros se ha analizado su potencial de disolución respecto al potencial otorgado por el agente oxidante, peróxido de hidrógeno. Se plantearon las semireacciones de oxidación tanto de la acantita (Ag_2S) como de la galena (PbS), presentadas en las ecuaciones (4.7) y (4.9), respectivamente, las cuáles, en conjunto con la ecuación de reducción del peróxido mencionada en (4.2), otorgaron las reacciones globales en las ecuaciones (4.8) y (4.9), para la acantita y la galena, respectivamente, en conjunto con sus respectivos potenciales de reacción. Por otro lado, de la ecuación (4.3) se recuerda que el potencial de la reacción global de la disolución de esfalerita corresponde a 1,47 [V] (ecuación (4.3)), que corresponde a un potencial positivo y de mayor magnitud, en comparación con la acantita y la galena, lo que implica que es una reacción con mayor espontaneidad. Por lo anterior, se estableció como suposición que el peróxido presente en la solución reacciona preferentemente con el sulfuro de zinc, permaneciendo en consecuencia, el sulfuro de plata y de plomo en los ripios, no requiriendo de un consumo de ácido, ni de agente oxidante, durante el proceso.



4.2.2. Corriente 2: Características de la solución lixiviante.

En consecuencia, de las reacciones planteadas anteriormente, la base de cálculo inicial y las suposiciones establecidas, se determinan los reactivos necesarios en la solución lixiviante, es decir la corriente 2.

a) Cantidad de ácido sulfúrico requerida

Las reacciones que consumen ácido, en base a lo presentado en el inciso anterior (Consumo de reactivos de las impurezas en concentrado.) corresponden a la disolución de la esfalerita (ecuación (4.3)), y la disolución de la willemita (ecuación (4.4)), La disolución de la esfalerita como mínimo debe lograr un 80% de extracción del zinc de acuerdo a lo reportado por Pecina [8]; mientras que la disolución de la willemita reaccionará 100% debido a su alta constante de equilibrio, como se muestra en la ecuación (4.4). En el ANEXO A, Consumo de ácido, se establece el balance en moles de las reacciones planteadas, donde se encuentra que se requerirán alrededor de 6717 [mol/d] de protones provenientes del ácido sulfúrico.

Para determinar el ácido necesario, se establecieron las reacciones de especiación del ácido sulfúrico, donde en un primer paso (reacción (4.11)) el ácido sulfúrico inicial se disocia en un protón y una molécula de bisulfato, correspondiente a “X” moles, para cada especie, debido a su gran constante de equilibrio; mientras que en la segunda reacción (4.12), ocurre una disociación débil del bisulfato debido a su pequeña constante de equilibrio, reaccionando solo “Y” moles en la reacción, aportando en consecuencia, “Y” protones. Luego los moles totales de protones corresponden a la suma “X+Y” como indica la ecuación (4.14), los cuáles serán iguales a los protones consumidos por el mineral a alimentar, multiplicados por 1,45 (45% en exceso), para cubrir cualquier pérdida o consumo extraordinario que se presentara. La otra ecuación necesaria para la resolución del sistema se obtiene a partir de la constante de equilibrio de la disolución de bisulfito, y las respectivas concentraciones expresadas en X e Y, como se presenta en la ecuación (4.13). De esta forma resolviendo las ecuaciones (4.12) y (4.13) se obtienen los valores respectivos para “X” e “Y”, donde “X” fue 9739,45 [mol/d] e “Y” fue $3,82 \cdot 10^{-3}$ [mol/d], indicando en consecuencia que se deben añadir 9739,45 [mol/d] de ácido sulfúrico, equivalente a 955,21[kg/d] al multiplicarlo por su respectivo peso molecular. Además, si se considera el volumen total de solución (3254,4[L/d]), cuyo desarrollo para obtenerlo se presenta más adelante, se estableció que la concentración del ácido sulfúrico en la solución corresponde a 293,51 [g/L]. Cabe mencionar que las concentraciones entre reacciones se representan en forma de tabla en el ANEXO A, Determinación de ácido sulfúrico.



$$\frac{Y * (X + Y)}{(X - Y)} = 3,82 * 10^{-3} \quad (4.13)$$

$$X + Y = 6717 \left[\frac{mol}{d} \right] * 1,45 = 9739,45 \left[\frac{mol}{d} \right] \quad (4.14)$$

b) Cantidad de peróxido de hidrógeno requerido

En cuanto al consumo de peróxido, se obtuvo un consumo solo por parte de la esfalerita. Aun así, como fue indicado en el capítulo 2.1, también existe una descomposición propia del peróxido de hidrógeno el cuál se busca disminuir mediante el uso del estabilizador, donde como suposición se establece que logra una descomposición del peróxido solo del 1% (del flujo másico de peróxido alimentado). La cantidad de peróxido a añadir, se obtuvo estequiométricamente desde la ecuación (4.3), cuyos moles son equivalentes a los moles iniciales de la esfalerita (3299,30 [mol/d], como se observa en la Tabla A.3 del ANEXO A, Consumo de ácido), multiplicados por 1,45, ya que se plantea un 45% en exceso de peróxido, lo que en total resultó en 4783,98 [mol/d] de H₂O₂, o 163,72 [kg/d], al multiplicarlo por su peso molecular. Por último, fue posible obtener el flujo volumétrico de solución necesario, al establecer como parámetro la concentración molar de peróxido de hidrógeno utilizado por Pecina [8] (5% p/v de peróxido o 1,47 [M]), que correspondió a 3254,42[L/d], volumen que se compone del peróxido de hidrógeno, ácido sulfúrico, agua, y el estabilizador en solución, cuyo cálculo está realizado en la expresión (4.15).

$$F_{solución} = \frac{4784 \left[\frac{mol}{d} \right]}{1,47 \left[\frac{mol}{L} \right]} = 3254,4 \left[\frac{L}{d} \right] \quad (4.15)$$

c) Cantidad de estabilizador

Para la determinación de la dosificación del estabilizador (ácido p-toluensulfónico), se debe tener en cuenta que este reactivo actúa formando complejos con los iones metálicos presentes, evitando que intervengan sobre la descomposición del peróxido de hidrógeno. En base a las condiciones planteadas por Solenberger [15], quien estableció que, si bien

el estabilizador fue probado para iones de cobre, se podía aplicar a otros tipos de metales, como el zinc, indicó que se añaden 200 ppm de estabilizador por 5000 ppm de cobre en solución para una temperatura igual a 60°C, generando una estabilización del peróxido en un 99%. En base a esto, se determina la cantidad de estabilizador a añadir al proceso por la ecuación (4.16), a partir de la masa de zinc máxima en solución (que del balance de masa se obtiene como 176,43[kg/día]) y la razón de la cantidad de estabilizador por ion metálico de cobre, utilizado por Solenberger.

$$M_{estabilizador} = 176,43 \left[\frac{kg}{d} \right] * \frac{200[ppm]}{5000[ppm]} = 7,057 \left[\frac{kg}{d} \right] \quad (4.16)$$

d) Cantidad de agua requerida

El agua requerida se determinó por el flujo inicial de solución calculado anteriormente, la cantidad a añadir de ácido sulfúrico, peróxido de hidrógeno, el estabilizador del peróxido y sus densidades (1,84; 1,4, y 1,24 [t/m³] a 20°C], respectivamente). Este procedimiento se explicó en la ecuación (4.17), donde “F_{agua}” son las toneladas de agua diaria a administrar, “F_{solución}” corresponde al volumen total de la solución lixiviante, “M_{H₂SO₄}”, “M_{H₂O₂}” y “M_{estabilizador}” corresponde a la masa diaria de los reactivos en [t/d], y “ρ_{H₂SO₄}”, “ρ_{H₂O₂}”, “ρ_{estabilizador}” su densidad. Al resolver esto se obtuvo un flujo de agua de 2,61 [t/d] (ver ecuación (4.18)).

Al conocer los flujos máscicos de todos los compuestos de la corriente 2, se obtuvo el flujo total, que equivale a 3,7 [t/d], por lo cual, al conocer también su volumen, se consiguió la densidad de la solución lixiviante “ρ_{SL}”, que es igual a 1,147 [t/m³], de acuerdo con la ecuación (4.19).

$$F_{agua} = \left(F_{solución} \left[\frac{m^3}{d} \right] - \left(\frac{M_{H_2SO_4} \left[\frac{t}{d} \right]}{\rho_{H_2SO_4} \left[\frac{t}{m^3} \right]} \right) - \left(\frac{M_{H_2O_2} \left[\frac{t}{d} \right]}{\rho_{H_2O_2} \left[\frac{t}{m^3} \right]} \right) - \left(\frac{M_{estabilizador} \left[\frac{t}{d} \right]}{\rho_{estabilizador} \left[\frac{t}{m^3} \right]} \right) \right) * \rho_{H_2O} \left[\frac{t}{m^3} \right] \quad (4.17)$$

$$F_{agua} = \left(3,254 \left[\frac{m^3}{día} \right] - \left(\frac{0,955 \left[\frac{t}{d} \right]}{1,84 \left[\frac{t}{m^3} \right]} \right) - \left(\frac{0,2 \left[\frac{t}{d} \right]}{1,4 \left[\frac{t}{m^3} \right]} \right) - \left(\frac{0,0068 \left[\frac{t}{d} \right]}{1,24 \left[\frac{t}{m^3} \right]} \right) \right) \quad (4.18)$$

$$* 0,998 \left[\frac{t}{m^3} \right] = 2,61 \left[\frac{t}{d} \right]$$

$$\rho_{SL} = \frac{masa}{volumen} = \frac{(2,615 + 0,955 + 0,163 + 1,86 * 10^{-3}) \left[\frac{t}{d} \right]}{3,254 \left[\frac{m^3}{d} \right]} = 1,147 \left[\frac{t}{m^3} \right] \quad (4.19)$$

e) Composición solución lixiviante.

En la Tabla 4.2 se presenta la composición de la solución lixiviante en distintas unidades, en base a los cálculos presentados anteriormente respecto a cada uno de los componentes de esta fase.

Tabla 4.2: Composición corriente 2.

Componente	[kg/d]	[% p/p]
H ₂ O	2608,65	69,87
H ₂ SO ₄	955,21	25,58
H ₂ O ₂	162,72	4,36
Estabilizador	7,06	0,19
Total	3733,64	100,00

f) Determinación de porcentaje de sólidos.

Como se indicó, el flujo másico de la solución corresponde a 3,73 [t/d], luego con esto y el flujo másico de sólidos (0,50 [t/d]), se determinó el porcentaje de sólidos en el reactor, mediante la ecuación (4.20), que arrojó un valor de 11,8%.

$$\% \text{ sólidos} = \frac{Masa \text{ sólidos}}{Masa \text{ sólidos} + Masa \text{ líquido}} = \frac{0,5 \left[\frac{t}{d} \right]}{0,5 + 3,7 \left[\frac{t}{d} \right]} = 11,8\% \quad (4.20)$$

4.2.3. Corriente 3: Características del PLS obtenido.

El PLS del proceso resultó como producto del sistema planteado, compuesto de una solución ácida con iones metálicos y no metálicos en solución producto de la disolución del concentrado. Se logró obtener las características de esta corriente con base a las reacciones planteadas anteriormente, cuyo desarrollo se encuentra tanto en la Tabla A.1, Tabla A.2 y Tabla A.4, en el ANEXO A, donde se obtienen los moles iniciales, y los moles al finalizar la reacción, considerando la conversión adecuada para cada reacción y los flujos de entrada. El flujo volumétrico resultante, y másico, se pueden observar en la Tabla A.5, del ANEXO A, donde en resumen, sumando los componentes en solución al flujo líquido inicial, restando el ácido y peróxido consumido, el agua que se perdió por evaporación, y sumando las especies que quedaron en solución, se obtuvo un flujo volumétrico de 2,92 [m³/d], un flujo másico de 3,58[t/d] y una composición del PLS que se presenta en la Tabla 4.3, donde se destaca la concentración en iones de zinc, que alcanzaría en la solución una concentración de 30,22[g/L].

Tabla 4.3: Composición iónica del PLS

	[kg/d]	[g/L]
Zn ²⁺	176,43	30,22
SO ₄ ²⁻	3,67·10 ⁻⁴	6,29·10 ⁻⁵
HSO ₄ ⁻	945,40	161,92
H ⁺	3,05	0,52
Si(OH) ₄	2,75	0,47

4.2.4. Corriente 4: Características de los ripios

Los ripios abandonan el proceso con la composición de la Tabla 4.4, donde se puede destacar que aún mantienen un valor de 43,14 [kg/d] de zinc, y por, sobre todo, aún posee un 14,36[kg/d] de contenido en plata, lo que significa que el residuo sólido de este proceso aún puede ser tratado para la recuperación del metal de alto interés, por lo cual más que ser un residuo puede ser tratado como subproducto del proceso. Estos valores se obtuvieron a partir de descontar la pérdida másica que experimentaron ciertas especies mencionadas en un inicio, al disolverse en la solución. La descomposición del flujo másico de los ripios se puede encontrar en la Tabla A.5, del ANEXO A, donde se observa los

compuestos que se mantuvieron desde la alimentación, y los que se formaron a partir de las reacciones generadas, como es el caso del azufre elemental. En cuanto a este último elemento, se ha encontrado que en la lixiviación de sulfuros suele formar una capa pasivante sobre el núcleo sin reaccionar que impide el paso de los reactivos hacia el interior, por lo que Pecina et al [8] realizó análisis SEM a la partícula de esfalerita después de la lixiviación realizada, donde observó que efectivamente se produjo la formación de la capa de azufre no continua sobre la partícula, la cual no impidió la lixiviación permitiendo el paso de la solución lixivante. Además, se mantuvo el mecanismo de lixiviación del núcleo sin reaccionar de tipo control químico (con una energía de activación de 50 [kJ/mol]), que indicaría que la capa porosa de azufre no propició el control difusional. Con este análisis y utilizando condiciones parecidas en el trabajo de esta memoria, se establece que no existe limitación asociada a la formación de azufre elemental.

Tabla 4.4: Flujo de elementos de los rípios diarios.

	[kg/d]
Zn	43,14
S	25,90
K	5,36
Al	9,30
Si	31,89
O	64,95
Mg	7,05
Pb	6,01
Ca	2,10
Ag	14,36

4.2.5. Corriente 5: Características de los gases emanados

Los gases emanados corresponden a un producto del proceso, los cuáles se componen del oxígeno producto de la descomposición del peróxido de hidrógeno y la evaporación del agua al estar en un proceso a 60°C. Con este último dato, se obtiene una presión de vapor de 0,2 [atm], y volúmenes específicos para cada una de las fases (líquida y vapor)

de 0,016 y 122,81 [ft³/lbm], respectivamente [28]. A partir de estos datos y del volumen total del reactor, que adelantando respecto al capítulo del diseño, se obtuvo de 0,5[m³], equivalente a 17,64[ft³], se plantea en la ecuación (4.21) la relación entre el volumen total y el volumen utilizado por cada fase en cuanto a su proporción másica, donde utilizando el valor de la masa total de agua resultante, de 2,4 [t/d], otorga un flujo de vapor de 0,33[t/d] Por último, el oxígeno gaseoso de la descomposición del peróxido fue de un 1% del flujo de peróxido (7,65·10⁻⁴[t/d]).

$$V_T = v_L + v_g \left(\frac{m_{H_2O \text{ vapor}}}{m_{H_2O \text{ Total}}} \right) \rightarrow 17,64 = 0,016 + 122,81 * \left(\frac{m_{H_2O \text{ vapor}}}{2,4 \left[\frac{t}{d} \right]} \right) \quad (4.21)$$

$$m_{H_2O \text{ vapor}} = 0,33 \left[\frac{t}{d} \right]$$

4.3. Balance de energía

Para el balance de energía se tomó en cuenta la entalpía de reacción de cada una de las reacciones que ocurrirán en el reactor, la entalpía se obtuvo de la base de datos de HSC Chemistry 6.0 [29], cuyo cálculo de la entalpía de reacción se realizó mediante la fórmula de la ecuación (4.22).

$$\Delta H_{rx} = \sum \Delta H_{productos} - \sum \Delta H_{reactivos} \quad (4.22)$$

La entalpía de cada una de las reacciones multiplicada por el número de moles diarios tratados se encuentra en la

Tabla 4.5. Al final de la ésta se sumó la energía de todas las reacciones, otorgando un flujo total de -1,26·10⁶ [KJ/d], donde el signo negativo indicó la generación de una cantidad importante de energía.

Tabla 4.5: Entalpía asociada a cada reacción involucrada.

Reacción	Entalpía total [KJ/d]
$ZnS + H_2O_2 + 2H^+ \rightarrow Zn^{2+} + S^0 + 2H_2O$	-8,68·10 ⁵
$H_2O_2 \rightarrow H_2O + \frac{1}{2} O_2$	-4,45·10 ³

$Zn_2SiO_4 + 4H^+ \rightarrow 2Zn^{2+} + Si(OH)_4(aq)$	$-3,70 \cdot 10^3$
$H_2SO_4 \leftrightarrow H^+ + HSO_4^-$	$-7,51 \cdot 10^5$
$HSO_4^- \leftrightarrow H^+ + SO_4^{2-}$	$-1,21 \cdot 10^2$
Total	$-1,63 \cdot 10^6$

Por otro lado, se analiza la energía necesaria para llevar los componentes del sistema (líquidos y sólidos) desde una temperatura inicial (como suposición se establece en 20°C) hasta los 60°C, correspondiente a la temperatura de trabajo. La energía requerida se determinó por la ecuación (4.23), donde “mi” corresponde a la masa de cada componente, “c_{pi}” corresponde al calor específico de cada compuesto, y “ΔT” corresponde al aumento de temperatura, que será de 40[°C]. En la Tabla 4.6 se presentó el calor necesario por cada componente por separado y a continuación el total de la suma de estos.

$$Q_{requerido} = \sum_{i=1}^n m_i c_{p_i} \Delta T \quad (4.23)$$

Tabla 4.6: Determinación de calor necesario de componentes.

	[kg/d]	Cp [J/kg°C]	Q [KJ/d]
ZnS	321,50	471	6057,06
KAlSi ₃ O ₈	25,50	628	640,56
Al ₂ Si ₂ O ₅ (OH) ₄	15,50	974	603,88
Mg ₃ Si ₄ O ₁₀ (OH) ₂	35,50	750	1065,00
KAl ₂ (AlSi ₃ O ₁₀)(OH) ₂	16,50	760	501,60
Zn ₂ (SiO ₄)	6,50	546	141,96
SiO ₂	20,00	740	592,00
PbSO ₄	5,00	344	68,80
CaSO ₄ *2H ₂ O	9,00	1070	385,20
PbS	3,00	210	25,20
Ag ₂ S	16,50	335	221,10
H ₂ O	2608,65	4186	436793,03
H ₂ SO ₄	955,21	1380	52727,72
H ₂ O ₂	162,72	2619	17046,63
Ácido p-toluensulfónico	7,06	1342	378,93
		Total	517248,68

A continuación, se realizó el balance entre el calor generado por las reacciones y el calor necesario (ver ecuación (4.24)), otorgando una diferencia negativa de calor de $-1,11 \cdot 10^6$ [kJ/d], que implica que se debe retirar calor del sistema para mantener los componentes a 60°C. Este enfriamiento se debe realizar mediante la implementación de un sistema de enfriamiento, que permita regular la temperatura del sistema.

$$\begin{aligned}
 Q_{total} &= Q_{necesario} + Q_{totalrx} = 5,18 * 10^5 + (-1,63 * 10^6) & (4.24) \\
 &= -1,11 * 10^6 \left[\frac{kJ}{día} \right]
 \end{aligned}$$

4.4. Metodología y estrategia de diseño

4.4.1. Cinética de la reacción

Para el diseño de un reactor semicontinuo y la determinación del tiempo de residencia del sólido en el reactor, fue necesario conocer la cinética de la disolución de la esfalerita (reacción (4.3)). Se debe mencionar que actualmente no se han llevado a cabo experimentos para la determinación de parámetros cinéticos bajo las condiciones que se han planteado en esta investigación, sin embargo, mediante los resultados de los experimentos de Pecina et al [8], se pudieron establecer condiciones base para este trabajo (como concentración de oxidante, tamaño de partícula, temperatura y agitación). La Figura 4.3 representó la cinética de reacción para las partículas a distintos tamaños según Pecina. Se definió trabajar con la curva de 38 μm , ya que se alcanzó la extracción de 80%.

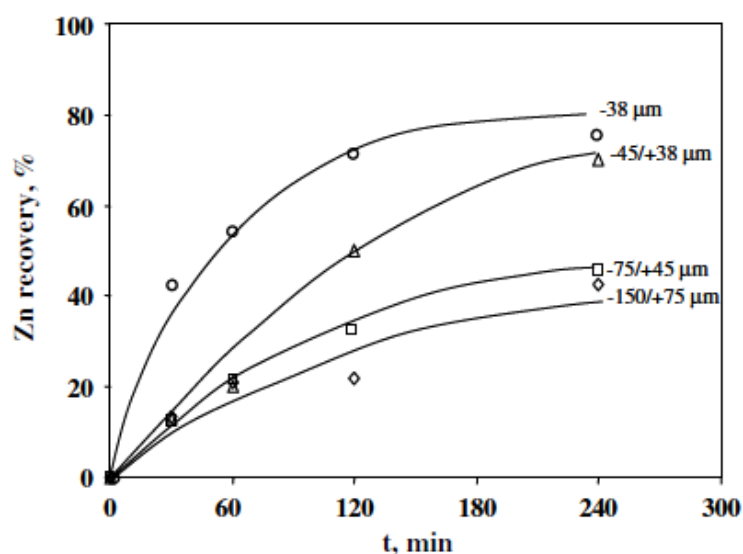


Figura 4.3: Recuperación de zinc a diferentes tamaños de partícula en experimentos realizados por Pecina, a 60°C y una concentración de 5% w/v de H_2O_2 y de H_2SO_4 [8]

Para obtener el tiempo de permanencia de los sólidos en el reactor, se realizó una linealización de los datos seleccionados de la Figura 4.3 (para un tamaño de partícula de 38 μm) en base el modelo cinético del núcleo recesivo sin reaccionar, de tipo control químico indicado en la ecuación (4.25) [8], donde “t” corresponde al tiempo necesario para lograr la conversión “X” de la partícula, y “ τ ” es el tiempo que demora una partícula

en alcanzar una conversión del 100%. Además, al linealizar, se deja la expresión que contiene “X” como una variable igual a “N”, que será la variable independiente al linealizar. A continuación, en la Tabla 4.7 se expresó el tiempo, la conversión alcanzada y “N”. Luego, en la Figura 4.4, se representó el tiempo versus “N”, donde la pendiente de la recta representó el valor del τ , que alcanzó los 331,54 [min]. Conocido este valor, se obtuvo que, para alcanzar una conversión de 0,8, reemplazando en ecuación (4.25) el tiempo necesario sería de 138 [min], como se indica en la ecuación(4.26), que corresponde al tiempo de residencia necesario del sólido en el reactor a diseñar.

$$\frac{t}{\tau} = 1 - (1 - X)^{\frac{1}{3}} = M \rightarrow t = \tau * N \quad (4.25)$$

Tabla 4.7: Tiempo, conversión y modelo cinético adoptado

t [min]	X	N
0	0	0,000
30	0,36	0,138
60	0,55	0,234
90	0,66	0,302
120	0,73	0,354
150	0,77	0,387

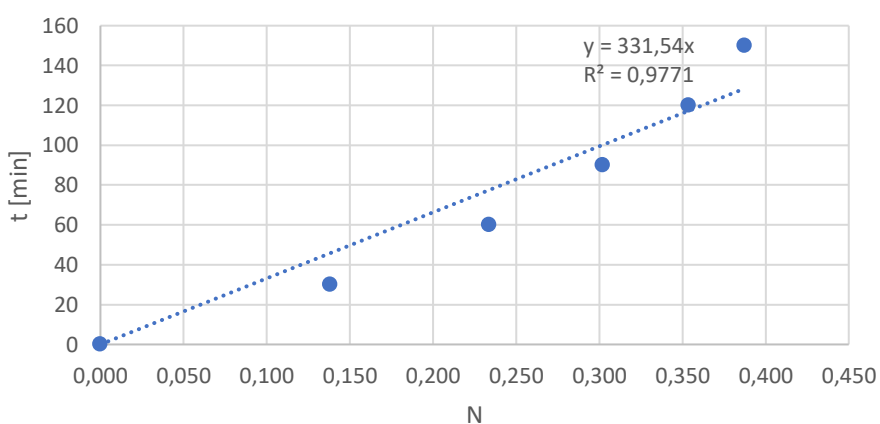


Figura 4.4: Linealización por modelo control químico

$$t = \left(1 - (1 - 0,8)^{\frac{1}{3}} \right) * 331,54 = 137,65[\text{min}] \sim 138[\text{min}] \quad (4.26)$$

4.4.2. Determinación volumen y dimensiones del reactor

Para determinar el volumen utilizado por la mezcla de reactantes en el reactor, se debe tener en cuenta que el sólido permanece en el reactor un tiempo de residencia “t” determinado de 138 [min], mientras que la fase líquida se comporta como un flujo continuo que mantiene el volumen del reactor en estado estacionario, de forma que ambos volúmenes ocupados tanto por la fase sólida y la líquida fueron calculados de forma separada, y finalmente, sumados para obtener el total.

Para el volumen utilizado por el sólido, se requirió utilizar el flujo establecido en el balance de masa, de 0,5 [t/d], donde junto al tiempo de residencia del sólido se obtuvo la masa utilizada en un ciclo, como se explicó en la ecuación (4.27). Una vez conocida la masa, y en base a una densidad ponderada estimada para el concentrado a utilizar, que correspondió a 3,82 [t/m³], se obtuvo el volumen del sólido, representado en la ecuación (4.29).

$$M_{sólido} = 0,5 \left[\frac{ton}{día} \right] * \frac{1[día]}{24[h]} * \frac{1[h]}{60[min]} * 138[min] = 0,0479[ton] \quad (4.27)$$

$$V_{sólido} = \frac{M_{sólido}}{\rho_{sólido}} = \frac{0,0479[ton]}{3,82 \left[\frac{ton}{m^3} \right]} = 0,0126[m^3] \quad (4.28)$$

La fase líquida, en cambio, se comporta de forma continua, por lo tanto el volumen de esta fase en el reactor se obtuvo como indica la expresión (4.29), que explica la multiplicación del flujo de solución ($F_{solución} = 3,25[m^3/d]$), obtenido desde el balance de masa; por el tiempo que debe pertenecer el líquido en el reactor, asociado al tiempo de un ciclo de lixiviación del sólido ($t = 138 [min]$), otorgando un volumen usado por el líquido de 0,312[m³].

$$V_{líquido}[m^3] = F_L \left[\frac{m^3}{min} \right] * t[min] = \frac{3,25 \left[\frac{m^3}{día} \right]}{24[h] * 60[min]} * 138[min] \quad (4.29)$$
$$= 0,312[m^3]$$

Finalmente, el volumen utilizado por los reactantes total se presentó en la ecuación

(4.30) y correspondió a $0,324[m^3]$. Además, como suposición se estableció que el volumen calculado corresponderá a un 65% del volumen total interno del reactor, lo que entrega un volumen total de $0,5[m^3]$ aproximadamente, considerando una holgura respecto a los instrumentos que usan espacio dentro del reactor (ecuación (4.31)).

$$V_{mezcla} = V_{sólido} + V_{líquido} = 0,0126 + 0,312 = 0,324[m^3] \quad (4.30)$$

$$V_{reactor} = \frac{V_{mezcla}}{65\%} \sim 0,5[m^3] \quad (4.31)$$

El reactor se diseñó considerando geometría cilíndrica, ya que de esta forma se evitan zonas muertas (sin movimiento) durante la agitación. La expresión del volumen para este tipo de geometría se encuentra en la ecuación (4.32). Por la misma razón explicada (evitar zonas muertas) y para facilitar la descarga de los sólidos, el fondo del reactor se escogió del tipo casquete esférico, cuya expresión se observa en (4.33), donde los valores para “h”, y “R” son características del casquete de la Figura 4.5; “r” corresponde al radio del casquete, que es la mitad del diámetro interno del reactor (ecuación (4.37)), mientras que “R” se puede definir por la expresión (4.36). Como suposición, se establece que “h” es un décimo del diámetro interno (ecuación (4.35)). Se instauró como suposición que la razón entre la altura y el diámetro del reactor será igual a 1,5 (ecuación (4.34)). El volumen total está dado por la ecuación (4.38), que corresponde a la suma de los dos volúmenes (cilindro y casquete) cuyo valor equivale a $0,5[m^3]$, como indicó la expresión (4.31). Para la expresión del volumen total, al reemplazar los términos respectivos, como se realizó en la ecuación (4.40), se obtiene una ecuación dependiente sólo del diámetro interno del reactor, que permitió la obtención de esta dimensión. En consecuencia, se obtuvieron el resto de las dimensiones del reactor y se presentaron en la Tabla 4.8.

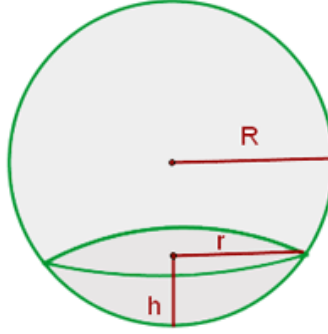


Figura 4.5: Geometría de un casquete esférico

$$V_{cilindro} = \frac{\pi}{4} * D^2 * H \quad (4.32)$$

$$V_{casquete\ esférico} = \frac{1}{3} * \pi * h^2(3R - h) \quad (4.33)$$

$$H = 1,5 * D \quad (4.34)$$

$$h = \frac{D}{10} \quad (4.35)$$

$$R = \frac{(r^2 + h^2)}{2h} \quad (4.36)$$

$$r = \frac{D}{2} \quad (4.37)$$

$$V_{reactor} = V_{cilindro} + V_{casquete\ esférico} = 0,5[m^3] \quad (4.38)$$

$$V_{reactor} = \frac{\pi}{4} * D^2 * D + \frac{1}{3} * \pi * \frac{D^2}{10} \left(3 \frac{\left(\left(\frac{D}{2}\right)^2 + \left(\frac{D}{10}\right)^2\right)}{2 \frac{D}{10}} - \frac{D}{10} \right) = 0,5[m^3] \quad (4.39)$$

Tabla 4.8 Dimensiones del reactor.

	[mm]		[m ³]
D	743	V _{cilindro}	0,48
H	1114	V _{casquete esférico}	0,016
h	74	V _{reactor}	0,50
r	371		
R	966		

4.4.3. Determinación geometría y potencia del agitador.

En cuanto a la geometría del agitador, existen distintos tipos de agitadores, que se clasifican en agitadores de paleta, turbinas y hélices, entre otros. Es posible determinar el tipo de agitador en función del volumen del tanque y de la viscosidad del fluido, como indica Sinnott et al [30], mediante la Figura 4.6.

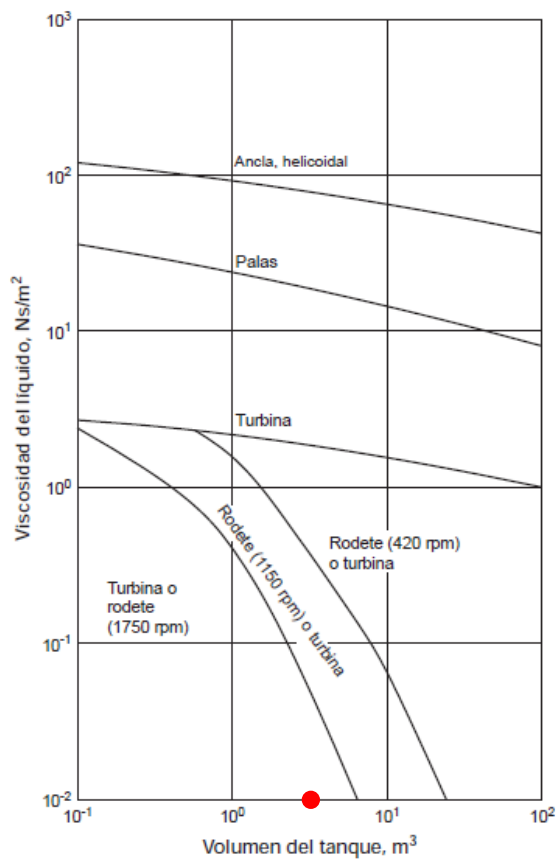


Figura 4.6 Selección del tipo de agitador.

Para la determinación de la viscosidad del fluido se utilizó la expresión (4.40), otorgada por Olivares [31] para el caso de relaves, donde " μ_s " corresponde a la viscosidad de la mezcla, " $\mu_{liquido}$ " es la viscosidad de la fase continua (solución lixivante $2,34 \cdot 10^{-3}$ [N/m²]), y " C_v " es la fracción volumétrica del sólido (13,32% v/v). El cálculo de la viscosidad de la fase continua, y la fracción volumétrica del sólido, puede ser revisada en el ANEXO A. El resultado de la viscosidad de la mezcla correspondió a $4,057 \cdot 10^{-3}$ [Pa·s].

$$\mu_s = \frac{e^{-10,4 \cdot C_v}}{\left(1 - \frac{C_v}{0,62}\right)^8} * \mu_{liquido} [Pa * s] = \frac{e^{-10,4 \cdot 0,1332}}{\left(1 - \frac{0,1332}{0,62}\right)^8} * 0,00243 [Pa * s] \quad (4.40)$$

$$= 4,057 * 10^{-3} [Pa * s]$$

Al ingresar a la Figura 4.6 con la viscosidad obtenida y el volumen del tanque calculado anteriormente, se visualizó que el punto rojo quedó bajo el límite inferior de la viscosidad, por lo que, como suposición, se seleccionó el campo de los agitadores del tipo turbina o rodete, ya que corresponde a la menor viscosidad disponible en el gráfico. Entre los tipos de turbina varía el número de paletas de agitación, la inclinación de las aspas y la longitud de éstas, afectando la potencia requerida por el agitador. Se escogió un agitador de turbina de 4 palas inclinadas en 45°, ya que imparte movimiento de flujo axial además de radial, característica útil para sólidos en suspensión, permitiendo el alzamiento de los sólidos depositados en el fondo del reactor [32]. En adición se debe mencionar que si se implementa uno o más turbinas en el eje central está condicionado por una relación entre la altura de la mezcla (H_M) dentro del reactor y el diámetro de este (D_t), cuyas condiciones son las siguientes [33]:

- Una turbina para $H_M / D_t < 1,3$
- Dos turbinas para $1,3 < H_M / D_t < 2,5$
- Tres turbinas para $2,5 < H_M / D_t$

En base a las dimensiones planteadas, H_M es 0,785[m] y D_t es 0,743[m], por lo tanto se requiere de solo una turbina, ya que $H_M / D_t = 1,05$.

Una vez seleccionada el tipo de turbina, se establecen las dimensiones del agitador, basados en el esquema de la Figura 4.7. Las relaciones entre cada una de las variables mencionadas para la determinación de sus dimensiones en base al diámetro total del

reactor se establecieron en la Tabla 4.9. Por otro lado, se consideró la implementación de deflectores, ya que mejora el mezclado y previene la formación de vórtices [30], los cuales evitan el movimiento del fluido en el eje vertical.

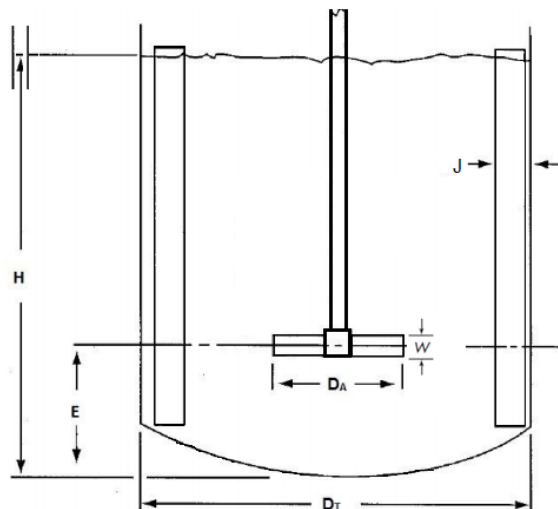


Figura 4.7 Esquema de dimensiones del agitador y deflectores para un reactor.

Tabla 4.9 Relaciones entre las dimensiones del agitador [34].

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$	$\frac{H}{D_t} = 1,5$	$\frac{j}{D_t} = \frac{1}{10}$
$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{4}$	$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$	$\frac{L}{D_a} = \frac{1}{2}$

Las dimensiones del agitador, resolviendo las ecuaciones de la Tabla 4.9, se encuentran en la Tabla 4.10.

Tabla 4.10 Dimensiones del agitador.

	[mm]
Da	248
j	74
E	186
W	50
L	124

Para la determinación de la potencia, se requirió calcular ciertos números adimensionales, como el número de Reynolds, que determina si el flujo es laminar o turbulento dentro del reactor. Con este dato, también, se elige la constante que afecta la potencia (Tabla 4.11), la cual también varía con el tipo de geometría de la turbina. El número de Reynolds fue calculado, como indica la ecuación (4.41) en función del diámetro del agitador (“D_a”), la velocidad del agitador (“N”) en revoluciones por segundo, la densidad de la mezcla como “ρ_s” y la viscosidad de la mezcla “μ_s” (4,057·10⁻³ [Pa·s]). La velocidad de agitación se obtiene de las condiciones utilizadas por Pecina [8], quien estableció un valor de 160 RPM, equivalente a 2,67 revoluciones por segundo. La densidad de la mezcla se obtuvo mediante la fórmula (4.42), la cual se expresa en función del porcentaje en peso del sólido (% sólidos), y de la densidad tanto del sólido como de la solución lixivante (“ρ_{sólido}” y “ρ_{SL}”, respectivamente). Finalmente, el valor para el número de Reynolds es de 5,04·10⁴, que demuestra un régimen turbulento dentro del reactor.

$$Re = \frac{D_a^2 * N * \rho_s}{\mu_s} = \frac{0,248^2[m^2] * 2,67 * 1250,5 \left[\frac{kg}{m^3}\right]}{4,057 * 10^{-3}[Pa * s]} = 5,04 * 10^4 \quad (4.41)$$

$$\rho_s = \frac{100}{\frac{\%sólidos}{\rho_{sólido}} + \frac{100 - \%sólidos}{\rho_{SL}}} = \frac{100}{\frac{11,8}{3,83 \left[\frac{g}{cm^3}\right]} + \frac{100 - 11,8}{1,15 \left[\frac{g}{cm^3}\right]}} = 1,2505 \left[\frac{g}{cm^3}\right] \quad (4.42)$$

Por otra parte, se requiere conocer la potencia requerida por el agitador, para lo cual se utiliza la ecuación (4.43), que relaciona características como el número de potencia (“N_p”), la velocidad de agitación (“N”), el diámetro del agitador (“D_a”) y la densidad de la mezcla dentro del reactor. A su vez, McCabe [34] estableció que cuando existe un valor de Reynold mayor a 10.000, se puede aproximar “N_p” a “K_T” (ecuación (4.44)), la cuál es una constante en flujo turbulento que depende de la geometría del agitador. Los valores para esta constante se presentan en la Tabla 4.11, siendo 1,27 el “K_T” correspondiente a un agitador de turbina con 4 paletas inclinadas. Con esta información, es posible obtener la potencia necesaria por el agitador, que resultó en 28,06 [W].

$$P = N_p N^3 D_a^5 \rho_s = 1,27 * 2,67^3 [r/s] * 0,248^5 [m] * 1250,5 \left[\frac{kg}{m^3} \right] = 28,06 [W] \quad (4.43)$$

$$N_p = K_T = 1,27 \quad (4.44)$$

Tabla 4.11 Valores de las constantes para tanques de 4 deflectores en la pared, del 10% de la pared de ancho [34].

Tipo de impulsor	K _L	K _T
Impulsor Hélice, tres palas		
g) Paso 1.0	41	0,32
h) Paso 1,5	48	0,87
Turbina		
i) Disco de seis palas	65	5,75
j) Seis palas inclinadas (45°)	-	1,63
k) Cuatro palas inclinadas (45°)	44,5	1,27
Paleta plana, dos palas	36,5	1,7
Impulsor HE-3	43	0,28
Cinta helicoidal	52	-
Ancla	300	0,35

4.4.4. Espesor de pared

La determinación del espesor de la pared del reactor se basa en dos factores fundamentales: la resistencia del material y la presión de diseño, descrita en la ecuación (4.45). Esta última está compuesta de dos partes, la presión de operación, que como se trabaja a presión ambiental, tiene un valor de 101325 [Pa]; y la presión hidrostática ejercida por la columna del fluido cuya determinación se encuentra en la ecuación (4.46), a partir de la densidad de la mezcla (ρ_s), la aceleración de gravedad (g), y la altura alcanzada por la mezcla en el reactor (h_{mezcla}). La altura del líquido en el reactor fue calculada en el ANEXO A. En cuanto al factor de seguridad utilizado en la ecuación (4.45), se consideró de un 20% ya que en el proceso se puede producir emanación de gases (a partir del peróxido o de evaporación del agua) que pueden aumentar la presión al interior del reactor, pese a que se contempló la adición de una válvula de seguridad abierta para eliminar este aumento.

$$P_{Diseño} = (P_{operación} + P_{hidrostática}) * FS = (101325 + 9629,24) * 1,2 \quad (4.45)$$

$$= 133145,09[Pa] = 16,093[psi]$$

$$P_{hidrostática} = \rho_s * g * h_{mezcla} = 1250,49 \left[\frac{kg}{m^3} \right] * 9,81 \left[\frac{m^2}{s} \right] * 0,79[m] \quad (4.46)$$

$$= 9629,24[Pa]$$

Una vez determinada la presión de diseño, se utilizó la ecuación del espesor de la norma ASME [35] (ecuaciones (4.47) y (4.48)), de manera de establecer el espesor para una geometría cilíndrica y una semiesférica para el fondo, respectivamente. De las ecuaciones mencionadas, R es el radio del reactor interno en pulgadas, S es la tensión máxima admisible y E es un factor de soldadura. Posteriormente, a los valores encontrados se le agregaron 4 [mm], 2 [mm] por desgaste por corrosión, 1[mm] por abrasión, y 1[mm] por la tolerancia del diseño. Finalmente, para facilidad en la fabricación del equipo, se aproximaron los dos espesores encontrados a 5 [mm], tanto para la sección lateral del reactor (cilindro) y la sección inferior (casquete esférico).

$$t = R_{cilindro} * \left(e^{\frac{P_{diseño}}{S * E}} - 1 \right) + C1 + C2 + C3 \quad (4.47)$$

$$= 14,63[inch] * \left(e^{\frac{16,093}{20000[psi] * 0,85}} - 1 \right) + 4[mm] = 4,35[mm]$$

$$t = R_{semiesférica} * \left(e^{\frac{0,5 * P_{diseño}}{S * E}} - 1 \right) + C1 + C2 + C3 \quad (4.48)$$

$$= 38,02[inch] * \left(e^{\frac{0,5 * 16,093}{20000 * 0,85}} - 1 \right) + 4[mm] = 4,46[mm]$$

4.4.5. Sistema de enfriamiento

A partir del capítulo 4.3, de balance de energía, se concluyó que es necesario retirar energía para mantener una temperatura constante de 60°C en el sistema; por lo tanto, se debió considerar un sistema de enfriamiento. Si bien en un inicio existen dos opciones, una chaqueta de enfriamiento, o un serpentín interno; se decide utilizar la primera opción ya que se debe tener en cuenta el entorno agresivo dentro del reactor en el que estaría inmerso el serpentín, mientras que la chaqueta iría por la pared externa del reactor. La

chaqueta de enfriamiento a implementar siguió el modelo de la Figura 4.8, abarcando solo una fracción del reactor, cuyas porciones del reactor que no estén cubiertas por la chaqueta, se encontrarán en un medio aislado, de manera que no interfiera con la temperatura de trabajo que se desea alcanzar, por convección o conducción con el ambiente. Es por esto que, como suposición, la transferencia de calor se dará solo sobre el área de contacto entre la chaqueta y el reactor, mientras que el resto de las secciones se considerarán adiabáticas con el ambiente.

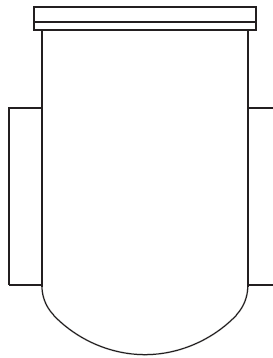


Figura 4.8: Diagrama de un reactor enchaquetado [28].

También se consideró que en el interior de las chaquetas de enfriamiento se pueden adoptar distintas geometrías de deflectores que ralentizarán el paso del fluido de enfriamiento, otorgando un mayor tiempo de contacto con el fluido que se desea enfriar. Uno de los métodos más comunes y económicos es implementar un espiral dentro de la chaqueta de enfriamiento, como señala la Figura 4.9 [30], el cual se aplicó para el diseño de este reactor.

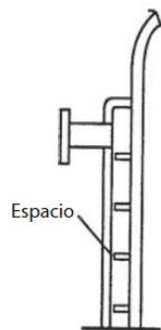


Figura 4.9 Deflector en espiral dentro de una chaqueta de enfriamiento [30].

Para el sistema establecido corresponde un coeficiente global de transferencia de calor (“U”), el cual está compuesto de:

- i. Un coeficiente de convección del fluido dentro del reactor (“ h_i ”),
- ii. Un coeficiente de convección del líquido dentro de la camisa de enfriamiento (“ h_f ”),
- iii. Un coeficiente de conductividad térmica de la pared del reactor (dado por el espesor de la pared “ ΔX ” y la conductividad del material de la pared “ k ”)

Además, se debe considerar el factor de incrustamiento de las superficies de contacto de transferencia de calor (“ R_i ”). La ecuación (4.49) explica la relación de los términos mencionados con el coeficiente global “U”.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_f} + \frac{\Delta x}{k} + R_i \quad (4.49)$$

Por otro lado, existe una relación entre el coeficiente global de transferencia de calor y el calor transferido, dado por la ecuación (4.50), donde “ A_T ” representa el área donde ocurre la transferencia de calor, y “ ΔT_{LMTD} ” representa la diferencia media logarítmica de temperaturas, entre la temperatura de operación del reactor y las temperaturas de entrada y salida del líquido refrigerante. Para nuestro caso se seleccionó como líquido refrigerante agua con una temperatura de ingreso de 20°C, y que sale de la chaqueta de enfriamiento a 30°C. En cuanto al área de transferencia de calor, se realizan las siguientes suposiciones: Altura de la chaqueta fue de 0,8 [m], la separación entre los espirales fue de 0,2 [m], por lo tanto, el área de transferencia de calor está determinado por la expresión (4.51). Por otro lado, la expresión de la diferencia logarítmica de las temperaturas se calculó de acuerdo con la expresión (4.53). Por último, el calor a retirar (“Q”), ya fue determinado en el balance de energía, donde se obtuvo un valor de $1,11 \cdot 10^6$ [KJ/día] que equivalen a $1,28 \cdot 10^4$ [W], por lo que reemplazando estos datos en la ecuación (4.54), podemos obtener el coeficiente global de transferencia de calor.

$$Q = U * A_T * \Delta T_{LMTD} \quad (4.50)$$

$$\begin{aligned} A_T &= D_T * \pi * n^{\circ}_{espirales} * d_{entre\ espirales} = 0,743[m] * \pi * 4 * 0,2[m] \\ &= 1,87[m^2] \end{aligned} \quad (4.51)$$

$$n^{\circ}_{\text{espirales}} = \frac{\text{Altura chaqueta}}{\text{distancia entre espirales}} = \frac{0,8[m]}{0,2[m]} = 4 \text{ espirales} \quad (4.52)$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_1)}{(T_1 - t_2)}\right)} = \frac{(60 - 20) - (60 - 30)}{\ln\left(\frac{(60 - 20)}{(60 - 30)}\right)} = 34,76[^\circ\text{C}] \quad (4.53)$$

$$U = \frac{Q}{A_T * \Delta T_{LMTD}} = \frac{1,28 * 10^4 \left[\frac{kJ}{\text{día}}\right]}{1,87[m^2] * 34,76[^\circ\text{C}]} = 197,74 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ\text{C}}\right] \quad (4.54)$$

En cuanto a la determinación del coeficiente de convección dentro del reactor, otorgado por el efecto de la agitación mecánica, el cual está determinado por los números adimensionales Reynolds y Prandt, los que componen el número de Nusselt, de acuerdo con la expresión (4.55) [32]. Al reemplazar cada número adimensional por los términos que los componen, se expresa de la forma de la ecuación (4.56) donde “D_a” es el diámetro del agitador, “k” es la conductividad térmica del medio, “N” es la velocidad de agitación en revoluciones por segundo, “ρ_s” es la densidad del medio, “μ_s” la viscosidad del mismo, “c_p” es el calor específico de la mezcla, y “μ_w” corresponde a la viscosidad en la pared del reactor, que como suposición será igual a “μ_s”, ya que la composición y características de la mezcla serán iguales a lo largo de todo el fluido, por lo tanto el valor de m es cero. Por otra parte, los valores de “C” y “b” son característica de la geometría de la turbina, para nuestro caso corresponden a C=0,74, a=2/3 y b=1/3 [32]. Se reemplazaron los valores correspondientes (ecuación (4.57)) y se encontró un valor de 1,13·10⁴[W/m²·°C] para el coeficiente de convección interno (ecuación (4.58)).

$$Nu = C(Re)^a(Pr)^b \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^m \quad (4.55)$$

$$\frac{h_i * D_a}{k} = C \left(\frac{(D_a^2 * N * \rho)}{\mu}\right)^a \left(\frac{c_p * \mu}{k}\right)^b \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^m \quad (4.56)$$

$$\frac{h_i * 0,74}{0,58} = 0,74 \left(\frac{(0,74^2 * 2,67 * 1249,9)}{0,0023}\right)^{1/3} \left(\frac{3,07 * 10^3 * 0,0023}{0,58}\right)^{2/3} \quad (4.57)$$

$$h_i = 1,13 * 10^4 \left[\frac{W}{m^2 \cdot C} \right] \quad (4.58)$$

El coeficiente de conducción de la pared del reactor se puede obtener en la ecuación (4.59), el cual estará determinado por el espesor de esta (5 [mm]) y la conductividad del material, que es de 16,3 [W/m·K] para acero inoxidable AISI 316L [30], cuyas razones de su selección se describen más adelante.

$$\frac{k}{\Delta x} = \frac{16,3 \left[\frac{W}{mK} \right]}{5 * 10^{-3} [m]} = 3,26 * 10^3 \left[\frac{W}{m^2 K} \right] \quad (4.59)$$

En cuanto al factor de incrustación, se utilizó un valor de $1 \cdot 10^{-4}$ (factor de incrustación para el agua [36]).

Por último, se buscó determinar el coeficiente de convección para el fluido dentro de la chaqueta. Para esto, se establecieron las siguientes suposiciones: la altura de la chaqueta fue de 0,8 [m], la separación entre los deflectores en espiral fue de 0,2 [m] y el espesor de la chaqueta fue la incógnita. El flujo de agua a utilizar se obtuvo a partir de un balance energético, demostrado en la ecuación (4.60), donde Q correspondió al calor a extraer determinado en el balance de energía, c_p fue el calor específico del agua a la temperatura media (25°C), y ΔT correspondió a la diferencia entre la temperatura de salida de la chaqueta y la de entrada, así “m” es el flujo másico de agua necesaria para provocar el enfriamiento (0,3 [kg/s]). Luego, el flujo volumétrico, como indica la ecuación (4.61), correspondió al flujo másico sobre la densidad a la temperatura media, de 25°C, que otorgó un valor de $3,07 \cdot 10^{-4}$ [m³/s]; con este valor, sobre el área transversal de un espiral con espesor “x” (que corresponde también al espesor incógnito de la chaqueta), y distancia entre espirales 0,2 [m] (ecuación (4.62)), arrojó una expresión para la velocidad del fluido (4.63), en función del espesor de la chaqueta.

$$Q = m * c_p * \Delta T \quad (4.60)$$

$$1,11 * 10^6 \left[\frac{J}{día} \right] * \frac{1[día]}{24[horas]} * \frac{1[hora]}{3600[s]} = m * 4186 \left[\frac{J}{kg°C} \right] * (30 - 20)[°C]$$

$$m = 0,3 \left[\frac{kg}{s} \right]$$

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{0,3 \left[\frac{kg}{s} \right]}{997 \left[\frac{kg}{m^3} \right]} = 3,07 * 10^{-4} \left[\frac{m^3}{s} \right] \quad (4.61)$$

$$A_{transversal} = x * d_{entre\ espirales} = 0,2x \quad (4.62)$$

$$v = \frac{3,07 * 10^{-4} \left[\frac{m^3}{s} \right]}{A_{transversal} [m^2]} = \frac{3,07 * 10^{-4} \left[\frac{m^3}{s} \right]}{0,2 * x} = 1,54 * 10^{-3} * x \left[\frac{m}{s} \right] \quad (4.63)$$

El número de espirales de la chaqueta se determinó en la ecuación (4.52), que en conjunto con el diámetro del reactor, se utilizan para la determinación de la longitud del canal formado por el espiral, expresado en la ecuación (4.64), dando un valor de 19,66 [m].

$$L_{canal} = n^{\circ}_{espirales} * D_{reactor} * \pi = 5 * 1,252 * \pi = 19,66[m] \quad (4.64)$$

El diámetro hidráulico es necesario por la geometría del espiral, y está determinado por el área transversal y el perímetro mojado [30], en otras palabras depende del espesor de la chaqueta, como se observa en la ecuación (4.65).

$$d_h = \frac{4 * A_{transversal}}{Perímetro\ mojado} = \frac{4 * 0,2x}{2(0,2 + x)} = \frac{x * 0,4}{(0,2 + x)} \quad (4.65)$$

Además, se obtuvo que h_j es igual a 224,1 [W/m²K], por el despeje de la ecuación (4.66).

$$\frac{1}{h_f} = \frac{1}{U} - \frac{1}{h_i} - \frac{\Delta x}{k} - R_i \quad (4.66)$$

$$\frac{1}{h_f} = \frac{1}{197,74 \left[\frac{W}{m^2 \circ C} \right]} - \frac{1}{1,13 * 10^4 \left[\frac{W}{m^2 \circ C} \right]} - \frac{1}{3,26 * 10^3 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]} - 0,0001 \left[\frac{m^2 K}{W} \right]$$

$$h_f = 224,1 \left[\frac{W}{m^2 K} \right]$$

Luego, el coeficiente de convección para el interior de la chaqueta se determinó por el número de Nusselt, el que a su vez va asociado a los números de Reynold y Prandtl como indica la ecuación (4.67), cuya expresión va asociada a una chaqueta de enfriamiento con deflector en espiral [30], donde reemplazando los números adimensionales por los respectivos términos que los componen se obtuvo la expresión (4.68). Al reemplazar todos los valores en la ecuación, se determinó que el coeficiente de convección quedó en función del espesor, como se observa en la expresión (4.69), donde al despejar “x” se obtuvo un espesor de la chaqueta de 40,6[mm] (ecuación (4.70)).

$$Nu = 0,023 * Re^{0,8} * Pr^{1/3} \quad (4.67)$$

$$\frac{h_j * d_h}{k} = 0,023 * \left(\frac{\rho * v * d_h}{\mu} \right)^{0,8} * \left(\frac{c_p * \mu}{k} \right)^{1/3} \quad (4.68)$$

$$\frac{224,10 \left[\frac{W}{m^2 K} \right] * \frac{0,4x}{(0,2 + x)}}{0,58 \left[\frac{W}{m * K} \right]} \quad (4.69)$$

$$= 0,023 * \left(\frac{997 \left[\frac{kg}{m^3} \right] * 1,54 * 10^{-3} * x * \frac{0,4x}{(0,2 + x)}}{0,000891 \left[\frac{kg}{m * s} \right]} \right)^{0,8}$$

$$* \left(\frac{4186 \left[\frac{J}{kg * K} \right] * 0,000891 \left[\frac{kg}{m * s} \right]}{0,58 \left[\frac{W}{m * K} \right]} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$x = 0,0406[m] \quad (4.70)$$

4.4.6. Diagrama del reactor

Finalmente, se presenta un diagrama a escala del reactor diseñado, con todos los elementos del diseño realizados, en la Figura 4.10.

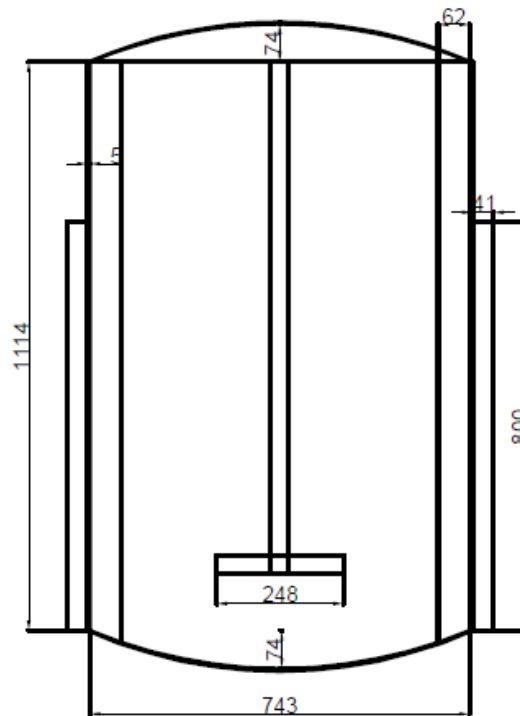


Figura 4.10 Reactor semicontinuo a escala 1:1.

4.4.7. Materiales de construcción del reactor

El principal factor que se debe tener en consideración para la elección correcta del reactor es la resistencia a la corrosión, ya que las paredes se encuentran en constante contacto con la solución de pH ácido, y además están expuestas a un ambiente oxidante. Debido a esto, se debe seleccionar un material apto para contener los reactivos químicos que causan estos efectos, los cuáles son el ácido sulfúrico y el peróxido de hidrógeno, respectivamente. En cuanto al peróxido de hidrógeno, mediante la hoja de seguridad del producto [37] se especifica que el peróxido de hidrógeno es incompatible con metales como el latón, cobre, níquel, hierro, acero dulce, bronce, gomas sintéticas, polipropileno y zinc, esto es debido a lo mencionado en el capítulo 2.1, ya que la presencia de estos

metales provoca la descomposición del peróxido de hidrógeno. En contraparte, como materiales recomendados se mencionan: el aluminio y aleaciones varias, aceros inoxidables del tipo 304, 304L, 316, 316L, y otros materiales no metálicos, como vidrio para sustancias químicas, cerámicas para sustancias químicas, politetrafluoroetileno (PTFE, teflón), polietileno de alta densidad, y PVC.

En cuanto al acero inoxidable, si bien posee una buena resistencia frente a la corrosión, al estar en contacto con ácido sulfúrico puede perder esta propiedad dependiendo de la concentración de ácido y la temperatura de operación, por lo que se debe tener precaución con la elección del material. En base a esto se presenta la Figura 4.11, que muestra la velocidad de corrosión de los aceros inoxidables austeníticos frente a diferentes concentraciones de ácido sulfúrico, a 70°C [38]. De los aceros inoxidables adecuados para estar en contacto con el peróxido, el que posee una menor velocidad de corrosión, para una concentración de ácido sulfúrico de 30% en peso (concentración en peso de H_2SO_4 en la solución a utilizar), es el 316, sin embargo, el valor en este punto se ubica en la región activa de corrosión (la mitad superior de la figura, que indica una corrosión importante), lo que generaría problemas al utilizar este material. Pese a esto, Shieu et al [39] han demostrado que, con un pretratamiento adecuado, correspondiente a una oxidación de acero inoxidable 316L por 5 minutos a 500°C con aire, puede mejorar la resistencia a la corrosión, generando una capa pasiva de óxidos que generan resistencia ante una solución de ácido sulfúrico al 30% a una temperatura de 105°C. Aplicando este pretratamiento al reactor, se podría otorgar la resistencia a la corrosión necesaria. En adición, Yue et al [40] demostró que la presencia de peróxido de hidrógeno en la solución en contacto con el acero inoxidable, al tener un alto potencial, como se ha planteado, contribuye en gran medida a la pasivación del acero inoxidable. Es por esto que seleccionando un acero inoxidable 316L e implementando el pretratamiento descrito, y sumando la presencia del peróxido de hidrógeno se establece que el material seleccionado tendrá la resistencia a la corrosión necesaria para poder ser implementado en el diseño del reactor.

Por último, mencionar que si bien existen materiales no metálicos que pueden contener tanto al peróxido de hidrógeno, como el acrílico, vidrio, o recubrimientos poliméricos sobre

fundiciones, no se prefieren ya que no tienen la conductividad térmica adecuada que permitan la implementación del sistema de enfriamiento diseñado.

La composición del metal escogido se encuentra en la

Tabla 4.12, y las características mecánicas del material seleccionado se presentan en la

Tabla 4.13.

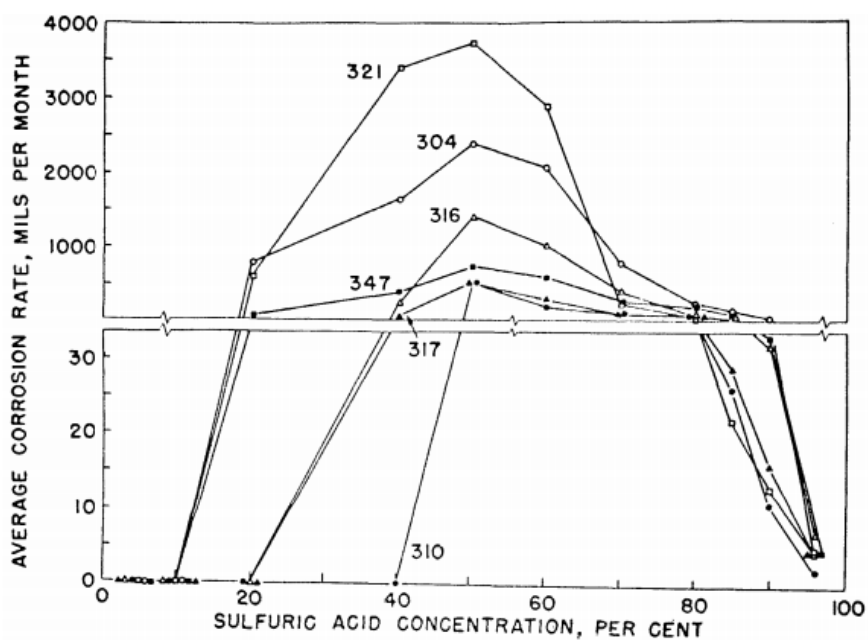


Figura 4.11 Velocidad de corrosión de algunos aceros inoxidables a distinta concentración de H_2SO_4 [38].

Tabla 4.12 Composición AISI 316L [30].

Composición AISI 316L	%
C máx	0,03
Si máx	1,0
Mn máx	2,0
Cr	16,0
Ni	10,0
Mo	2,0

Tabla 4.13 Propiedades mecánicas de AISI 316L [41].

Propiedad	Valor	Unidad
Esfuerzo fluencia	21	[kg/mm ²]
Esfuerzo tracción	53	[kg/mm ²]
Elongación	40	[%]

Por otro lado, se debe tener en cuenta que el sistema de agitación está sometido a un mayor esfuerzo que las paredes del reactor y además está inmerso en un medio agresivo, por lo que el agitador debe estar recubierto de Politetrafluoroetileno (PTFE), también conocido como teflón o fluón, cuya característica principal es su resistencia a todos los productos químicos, excepto los alcalinos fundidos y el flúor, y se puede utilizar hasta los 250°C [30]. Mientras tanto, el material base del agitador se selecciona acero al carbono corriente (SAE 1020), debido a su bajo costo, fácil soldadura y características adecuadas para conformar un agitador, en la Tabla 4.14 y Tabla 4.15 se presentan la composición química y propiedades mecánicas de este material, respectivamente.

Tabla 4.14 Composición química SAE 1020 [42].

Componentes Acero SAE 1020	%
C	0,18-0,23
Mn	0,3-0,6
Si	0,15-0,35
P máx.	0,04
S máx.	0,05

Tabla 4.15 Propiedades mecánicas SAE 1020 [42].

Propiedad	Valor	Unidad
Esfuerzo fluencia	23	[kg/mm ²]
Esfuerzo tracción	38	[kg/mm ²]
Elongación	20	[%]

4.4.8. Instrumentación y equipos complementarios

a) Instrumentación

La instrumentación es necesaria ya que permite el control de las variables claves del proceso durante la operación. El proceder de un controlador consiste en medir la variable a controlar en el sistema, transmitir la información recolectada para que sea procesada, determinar la acción que se debe aplicar en base a la medición inicial, comparando con un “set point” o punto de control, y llevar a cabo la decisión mediante un actuador.

Para la operación del reactor diseñado se debe tener en consideración, principalmente, la adición de un controlador de temperatura, ya que se debe asegurar una temperatura de trabajo de 60[°C], de manera que se instalará un sensor que mida la temperatura de la mezcla dentro del reactor, cuya acción se aplicará sobre la válvula que controla el flujo del agua de enfriamiento en la chaqueta del reactor. Por otro lado si bien es importante tener presente la concentración de ácido y el potencial redox de la solución, se instalarán medidores de estos parámetros para comprobar el correcto funcionamiento del reactor (que corresponden a un potencial cercano a 1,5 [V] con respecto a electrodo estándar de hidrógeno, SHE por sus siglas en inglés), pero no es necesario implementar controladores para éstos, ya que en base a los cálculos realizados en esta memoria, al mantener los flujos de ingreso y salida del reactor constantes, se conseguirán las condiciones deseadas.

Se debe mencionar que no se requiere control de presión ya que el sistema opera a presión ambiental. Así también no se requiere control de nivel dentro del reactor debido a que la salida la fase líquida se genera mediante una bomba que mantiene un flujo constante, al igual que los flujos de entrada, por lo que el nivel también se mantiene constante. En la Figura 4.12 se presenta el diagrama P&ID del reactor con los sistemas de control mencionados.

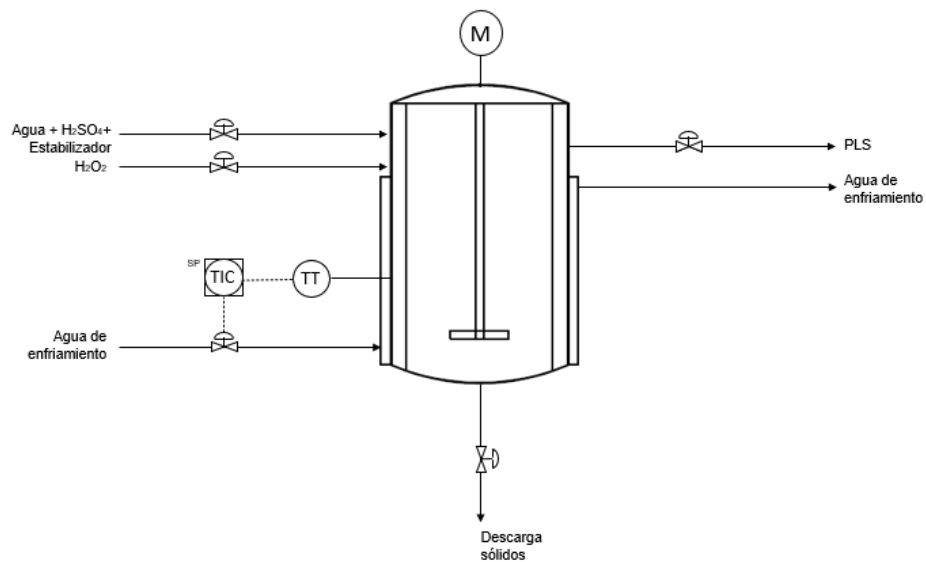


Figura 4.12 Diagrama P&ID del reactor semicontinuo.

b) Equipos complementarios

Por otro lado, se deben tener en consideración los siguientes equipos complementarios que aseguran el funcionamiento del reactor diseñado, en la disposición de la Figura 4.13.

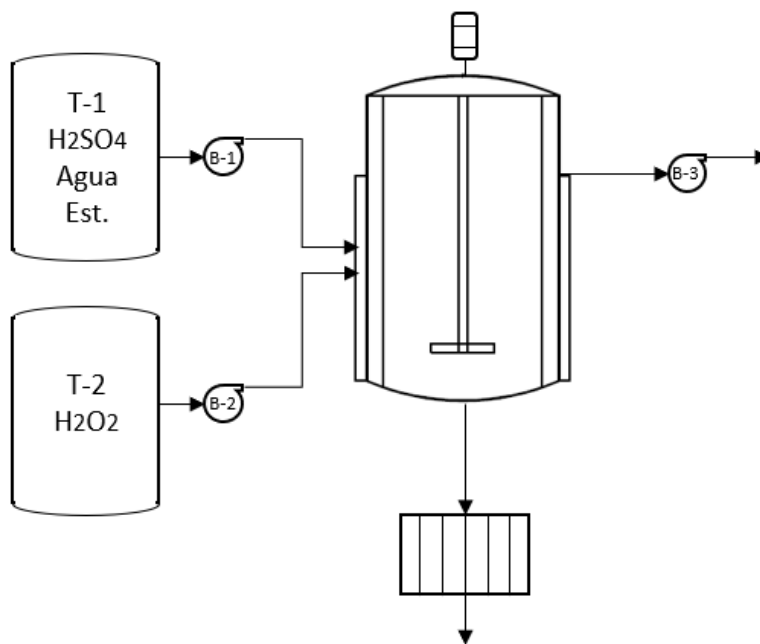


Figura 4.13 Flowsheet del proceso.

- Estanque de acondicionamiento de fase líquida (T-1):

Consiste en un estanque simple agitado (puede adquirirse con agitador incluido) con el mismo material de construcción del reactor (ver subcapítulo: 4.4.7. Materiales de construcción del reactor) y equipado con controlador de nivel y medidor de pH. El objetivo de este estanque es provocar la disolución del estabilizador en el agua y el ácido sulfúrico, cuyo volumen se denominará “ V_{S1} ”, además de almacenar la solución a utilizar, manteniendo la continuidad dentro del reactor. La capacidad de este se obtuvo a partir del doble del volumen que usa la solución en el reactor en un ciclo, de manera de mantener un flujo estacionario alimentando al reactor. “ V_{S1} ” se determinó desde la diferencia entre el volumen total de la solución lixivante “ V_{SL} ” y el volumen utilizado por el peróxido de hidrógeno al 50%, o “ V_{S2} ”, como se representó en la ecuación (4.71). Para el volumen total del estanque, se considera que el volumen de la solución resultante “ V_{S1} ”, equivale a un 80% del volumen total del estanque, considerando una holgura en caso de alguna irregularidad. Luego el volumen total del estanque, “ V_{T1} ”, se encuentra en la ecuación (4.72), resultando en 0,702[m³].

$$V_{S1} = \left(2 * V_{SL} \left[\frac{\text{ton}}{\text{día}} \right] * \frac{1[\text{día}]}{24[\text{h}]} * \frac{1[\text{h}]}{60[\text{min}]} * t_{\text{ciclo}}[\text{min}] - V_{S2} \left[\frac{\text{m}^3}{\text{ciclo}} \right] \right) \quad (4.71)$$

$$= \left(\frac{2 * 3,25}{24 * 60} * 138 - 0,0624 \right) = 0,561[\text{m}^3]$$

$$V_{T1} = \frac{V_{S1}}{80\%} = \frac{0,561[\text{m}^3]}{0,8} = 0,702[\text{m}^3] \quad (4.72)$$

- Estanque de almacenamiento peróxido de hidrógeno (T-2):

El estanque sirve para almacenar peróxido de hidrógeno antes que ingrese de forma continua a la operación, no requiere de agitación, de material Acero inoxidable 316 o 304, adecuados para el contacto con H₂O₂, como se indica en el subcapítulo 4.4.7. Materiales de construcción del reactor. Si bien se puede utilizar un controlador de nivel que permita que el estanque se mantenga con el reactivo, para mantener la continuidad, no requiere control de propiedades, ya que el reactivo se mantiene estable al no estar en contacto con otro reactivo. Se considera para el volumen inicial del peróxido de hidrógeno 2 veces el volumen de peróxido utilizado en un ciclo, para mantener el proceso

en estado estacionario. El volumen de la solución o “V_{S2}” se obtiene a partir del flujo necesario para el proceso de peróxido de hidrógeno, considerando que este viene en una concentración de un 50% p/v en el reactivo adquirido, como se obtuvo en la ecuación (4.73). Luego el volumen total del estanque se obtiene considerando que la solución utilizará un 80% de este, arrojando un valor de 0,078[m³], como se observó en la ecuación (4.74).

$$V_{S2} = 2 * \frac{\left(F_{H_2O_2} \left[\frac{ton}{día} \right] * \frac{1[día]}{24[h]} * \frac{1[h]}{60[min]} * t_{ciclo}[min] \right)}{50\%} = 2 * \frac{\left(\frac{0,113}{24 * 60} * 138 \right)}{50\%} \quad (4.73)$$

$$= 0,0624[m^3]$$

$$V_{T2} = \frac{V_{S1}}{80\%} = \frac{0,0624[m^3]}{0,8} = 0,078[m^3] \quad (4.74)$$

- Bomba de transporte de fluidos:

Es necesario considerar bombas de transporte de la fase líquida, ya que se desenvuelve en el reactor de manera continua. Es por esto que se requiere implementar 3 bombas, La primera (Bomba B-1), administra flujo de solución desde el estanque T-1 hasta el reactor, mientras que la segunda (Bomba B-2) administra el flujo de peróxido de hidrógeno al proceso. Por último, la tercera bomba (B-3) se encarga de retirar un flujo de volumen constante de solución desde el reactor, y enviarla como el producto del proceso a la siguiente operación, o a ser almacenada, como se requiera.

Para la selección de la bomba se necesita conocer la altura dinámica que debe abastecer la bomba, esta se mide en metros de columna de agua (m.c.a.), y se determina a partir de la ecuación (4.75). Para el caso de B-1 y B-2, se plantea que la velocidad a la entrada y a la salida del sistema se mantienen constantes (“V₁” y “V₂”, respectivamente), además la diferencia de presión o “ΔP” es igual a 0, ya que ambos recipientes se encontrarán a presión atmosférica; por lo tanto la expresión dependería únicamente del factor “h_{ftotal}” (pérdida de carga por tuberías y accesorios) y de la diferencia de altura entre la entrada y la salida (“Z₁” y “Z₂”, respectivamente), para las cuales se consideró una altura máxima alcanzada de 3 [m], ya que se considera el punto de mayor diferencia de altura, que corresponde a cuando los fluidos estén en el punto más vacío del tanque, y una holgura.

Por otra parte, para la bomba B-3 se consideró que la diferencia en altura sería igual a 0, al igual que la velocidad, mientras que la diferencia de presión si se debió considerar, debido a la resistencia que opone la membrana a utilizar que retiene los sólidos. Esta presión se determinó a partir de la ecuación de Hagen-Poiseuille [43], mencionada en la primera parte de la ecuación (4.77), la cual relaciona la velocidad del fluido " J_p " en [m/s] que traspasa la membrana, con propiedades de la membrana, como " d_p " que es el diámetro del poro (10 [μm] [44]), " ΔP " que es la diferencia de presión (que es la que se buscó), " δ " es espesor de la membrana (0,5 [mm] [45]), " μ " a la viscosidad dinámica del líquido (0,001[Pa·s]); y por último " ϵ ", que corresponde a la porosidad de la membrana. En la segunda parte de la ecuación (4.77), se menciona que la velocidad del flujo líquido ya se fijó para mantener el reactor en estado estacionario, y está ligada a la razón entre el flujo volumétrico " F_v " a extraer en forma continuo en [m³/s], sobre el área transversal de la tubería a utilizar en la salida (equivalente a el área de una circunferencia de diámetro " D_t "), dando un valor de 0,067 [m/s] para el " J_p ". En cuanto a la porosidad de la membrana " ϵ ", se determinó en la ecuación (4.76), la que describe la permeabilidad como la superficie de los poros sobre la superficie total en la membrana, para la cual se asume que la membrana está construida como el dibujo de la Figura 4.14, con alambres de 0,0183[mm] [44] de espesor de acero inoxidable (para que no permita el paso de las partículas a tratar, que en promedio es de 38 [μm]), y donde cada poro se representó como el espacio vacío blanco entre las líneas. Es con esto que se calculó la permeabilidad, como el área de un poro sobre el área utilizada por la longitud de la suma del largo del poro y el diámetro del acero inoxidable, dando una razón de 0,125. Finalmente, en la ecuación (4.78) se obtiene la diferencia de presión necesaria, despejando ΔP desde la ecuación (4.77), donde a continuación se reemplazan todos los términos respectivos, resultando en una presión de 200183[Pa], para lograr las condiciones deseadas.

$$H_B = h_{f_{total}} + \left[\frac{P_2}{\rho g} + \left(Z_2 + \frac{V_2^2}{2g} \right) \right] - \left[\frac{P_1}{\rho g} + \left(Z_1 + \frac{V_1^2}{2g} \right) \right] \quad (4.75)$$

$$\varepsilon = \frac{\text{Área poro}}{\text{Área total}} = \frac{(10)^2 [\mu m^2]}{(10 + 18,3)^2 [\mu m^2]} = 0,125 \quad (4.76)$$

$$J_p = \frac{\varepsilon d_p^2 \Delta P}{32 \delta \mu} = \frac{F_v \left[\frac{m^3}{s} \right]}{\frac{D_t^2}{4} * \pi \left[\frac{m^2}{s} \right]} = \frac{3,38 * 10^{-5} \left[\frac{m}{s} \right]}{\frac{0,0254}{4} * \pi} = 0,067 \left[\frac{m}{s} \right] \quad (4.77)$$

$$\Delta P = \frac{J_p 32 \delta \mu}{\varepsilon d_p^2} = \frac{0,0667 \left[\frac{m}{s} \right] * 32 * 0,5 * 10^{-3} [m] * 0,0010 [Pa * s]}{0,125 * (10 * 10^{-6} [m])^2} \quad (4.78)$$

$$= 85938,71 [Pa]$$

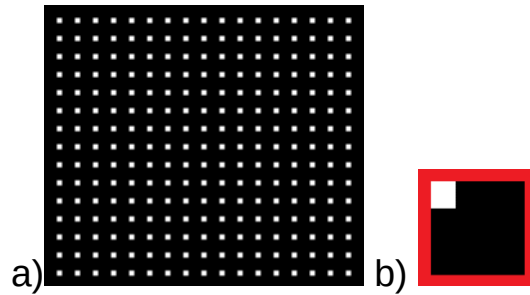


Figura 4.14 a) Aproximación de forma de tejido en membrana de acero inoxidable; b) ejemplo de relación entre área de un poro sobre un área total (alambre de acero inoxidable y poro).

A continuación queda la determinación de la pérdida de carga para las distintas bombas a causa de la fricción de los fluidos en las tuberías y las válvulas, la cual se representa en la ecuación (4.79), en la que “f” corresponde al coeficiente de fricción, “L_{eq}” es el largo equivalente en [m], que contempla la longitud de la tubería y la equivalencia en longitud de los accesorios, “u” es la velocidad del fluido en [m/s], “D_t” es el diámetro interno de la tubería en [m], y “g” es la aceleración de gravedad en [m/s²]. Cabe destacar que cada uno de estos datos varía según la bomba.

$$h_{f_{Total}} = \frac{f * L_{eq} * u_2^2}{2 D_t g} \quad (4.79)$$

Para la determinación del coeficiente de fricción “f” se utilizó el número de Reynolds en las tuberías (ecuación (4.80)), el cuál es una expresión de la velocidad del fluido “u”, el diámetro interno de la tubería “D_t” y la viscosidad cinemática “v” en [m²/s]. Finalmente,

como se observa en la Tabla 4.16 para los 3 sistemas se obtiene un flujo laminar, debido al número de Reynold obtenido, debido a esto el coeficiente de fricción se puede aproximar a la expresión (4.81). En la Tabla 4.16 a su vez se presentan las condiciones usadas para cada bomba, en conjunto con el valor de “f” resultante.

$$Re = \frac{u * D_t}{\nu} \quad (4.80)$$

$$f = \frac{64}{Re} \quad (4.81)$$

Tabla 4.16 Determinación factor de fricción por bomba.

	B-1	B-2	B-3
u [m/s]	0,072	0,17	0,067
D _t [cm]	2,54	1,27	2,54
ν [m ² /s]	2,12·10 ⁻⁶	8,89·10 ⁻⁷	8,21·10 ⁻⁷
Re	858,0	2431,6	2063,1
f	0,0746	0,0263	0,0310

El largo equivalente se compone de la longitud de la tubería “L_{tubería}”, y de la pérdida de carga que generan los accesorios. El largo de la tubería se estimó que será como máximo 5 [m] para cada una de las bombas, mientras que los accesorios que se consideraron fueron, tanto para la bomba B-1 y B-2, 2 codos y una válvula (de compuerta) para cada uno, mientras que para la bomba B-3 sólo se consideró una válvula. Cada uno de estos factores tienen un coeficiente “K”, donde finalmente la suma de estos se multiplica por el factor equivalente a una carga de velocidad (que es la velocidad “u” al cuadrado sobre dos veces la aceleración de gravedad “g”, que se tomó como 9,8 [m/s²]), como se explica en la ecuación (4.82). Los valores de “K” se observan en la Tabla 4.17, mientras que el resultado de la sumatoria, en conjunto con el largo equivalente por bomba se encuentra en la Tabla 4.18.

$$L_{eq} = L_{tubería} + \frac{u^2}{2g} * \sum (K * n^{\circ}_{accesorios}) \quad (4.82)$$

Tabla 4.17: Coeficientes de pérdida de carga para accesorios a usar [30].

Accesorio	K
Codo en ángulo recto 90°	1,5
Válvula de asiento biselado	6

Tabla 4.18: Determinación de largo equivalente por bomba.

	B-1	B-2	B-3
$L_{tubería}$ [m]	5	5	5
u [m/s]	0,0717	0,1703	0,0667
N° codos	2	2	1
N° válvulas	1	1	1
$\sum(K \cdot n^{\circ}_{accesorios})$	9	9	6
L_{eq} [m]	5,002	5,013	5,001

Finalmente, se presentan en la Tabla 4.19 los valores resumidos para cada una de las bombas, concluyendo con la altura que debe alcanzar la bomba para cada uno de los casos.

Tabla 4.19: Determinación de altura de bomba para cada equipo.

	B-1	B-2	B-3
h_{rTotal} [m]	0,0038	0,0154	0,0014
ΔP [Pa]	0	0	200183
ΔZ [m]	3	3	0
$V_2^2 - V_1^2$	0	0	0
ρ_{fluido} [kg/m ³]	1137,8	1400	1244,98
H_B [m.c.a]	3,004	3,015	7,15

Por último, se obtuvo la potencia requerida por cada bomba, la cual está determinada por la altura dinámica “ H_B ” en [m.c.a.], la densidad del fluido “ ρ ” en [kg/m³], la gravedad “ g ” en [m/s²] y el caudal a tratar “ Q ” en [m³/s], como se presenta en la ecuación (4.83). Además, se debe considerar que las bombas están sujetas a un porcentaje de eficiencia, el cuál en buenas condiciones ronda el 80%, valor que se considera para la determinación de la potencia real, como se expresó en la ecuación (4.84). Posteriormente en la Tabla 4.20 se presenta el resultado de la potencia real requerida para cada bomba.

$$P_{Teórica} = H_B * \rho * g * Q \quad (4.83)$$

$$P_{real} = \frac{P_{teórica}}{80\%} \quad (4.84)$$

Tabla 4.20: Determinación de la potencia requerida por bomba.

	B-1	B-2	B-3
H_B [m.c.a]	3,004	3,015	7,15
ρ_{fluido} [kg/m ³]	1137,8	1400	1244,98
Q [m ³ /s]	$3,63 \cdot 10^{-5}$	$1,35 \cdot 10^{-5}$	$3,38 \cdot 10^{-5}$
$P_{teórica}$ [W]	1,218	0,056	2,90
P_{real} [W]	1,433	0,066	3,42

- Filtros para partículas sólidas:

Para la separación al final entre el producto sólido y el producto líquido, se contempló la implementación de un filtro tipo prensa, de acuerdo a la fórmula planteada por el fabricante ACS [46]. Para la determinación de la capacidad del filtro se requirió conocer el volumen a filtrar desde el proceso, el contenido en sólidos, la masa de la fase líquida en el volumen total, y la densidad de la mezcla final, cuyo desarrollo de cada uno se presenta a continuación.

- Volumen de la mezcla final (V)

Para determinar el volumen total de la mezcla final “ V ”, se realiza un balance con el flujo másico de salida al final del ciclo “ $M_{sólido}$ ” y “ $M_{líquido}$ ” y la densidad de cada una de las fases “ $\rho_{líquido}$ ” y “ $\rho_{sólido}$ ”, que se presentan en la Tabla 4.21, a continuación se determina la

cantidad en un ciclo del sólido que corresponde a 138 [min], mientras que se determina el volumen en unidad de galones, como se expresó en la ecuación (4.85).

Tabla 4.21 Masa, densidad y volumen por fase en alimentación a filtro.

	Sólido	Líquido	Total
M [t/d]	0,32	3,58	3,90
ρ [t/m ³]	3,82	1,22	
V [m ³ /d]	0,084	2,92	3,00

$$\begin{aligned}
 V &= \left(\frac{M_S}{\rho_S} + \frac{M_L}{\rho_L} \right) \left[\frac{m^3}{día} \right] & (4.85) \\
 &= \left(\frac{0,32}{3,82} + \frac{3,58}{1,22} \right) \left[\frac{m^3}{día} \right] * \frac{1000[L]}{1[m^3]} * \frac{1[día]}{24[horas]} * \frac{1[hora]}{60[min]} \\
 &\quad * 138[min] * \frac{1[galón]}{3.785[L]} = 76,04 \left[\frac{gal}{ciclo} \right]
 \end{aligned}$$

- Concentración de sólidos (C)

Se determinó la concentración de sólidos en la alimentación mediante la ecuación (4.86), a partir de la información de la Tabla 4.21.

$$C = \frac{0,321}{0,321+3,58} = 8,24\% \quad (4.86)$$

- Peso del líquido en libras por 1 galón de mezcla (P)

En la ecuación (4.87) se determinó la razón entre el peso del fluido en libras y el volumen total de la mezcla en galones.

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{3,58 \left[\frac{ton}{día} \right] * \frac{1[día]}{24[horas]} * \frac{1[hora]}{60[min]} * 138[min] * \frac{2204,62[lb]}{1[ton]}}{76,04 \left[\frac{gal}{ciclo} \right]} & (4.87) \\
 &= 9,93 \left[\frac{lb}{gal} \right]
 \end{aligned}$$

- Densidad de la mezcla

La densidad de la mezcla se determinó en la ecuación (4.88), en base a la masa inicial de alimentación y el volumen respectivo.

$$\rho_m = \frac{M_{mezcla}}{V_{mezcla}} = \frac{3,90 \left[\frac{ton}{día} \right]}{3,00 \left[\frac{m^3}{día} \right]} * \frac{2204,62[lb]}{1[ton]} * \frac{1[m^3]}{3,28^3[ft^3]} = 81,22 \left[\frac{lb}{ft^3} \right] \quad (4.88)$$

Finalmente, la expresión para determinar la capacidad del filtro según ACS [46], se presentó en la ecuación (4.89), entregando que es necesaria una capacidad de al menos 0,83[ft³]

$$V_{FP} = \frac{V * C * P}{\rho_m} = \frac{76,04 \left[\frac{gal}{ciclo} \right] * 8,24\% * 9,93 \left[\frac{lb}{gal} \right]}{81,22 \left[\frac{lb}{ft^3} \right]} = 0,77[ft^3] \quad (4.89)$$

Con esta capacidad, a partir de la Tabla 4.22, fracción de la tabla construida por la ACS [47], fue posible determinar las dimensiones del filtro prensa. Se consideró una capacidad mayor a la requerida, de 1 [ft³], y se seleccionó el filtro tipo AA, que tiene un área de 21 [ft²], 6 cámaras y un largo de 59 [pulg]. Por otro lado, para un área similar y la misma cantidad de cámaras, Draco [48] estableció una potencia necesaria de 1,1 [kW].

Tabla 4.22 Fragmento de las dimensiones de un filtro prensa para distintas capacidades [47].

Capacidad ft ³		0.5	0.6	1	1.5	2	3
AA	Area ft ²	10	14	21	35	42	67
	Cámaras	3	4	6	9	13	19
	Largo (L)	50	52	59	8	74	89
A	Area ft ²			19	31	44	64
	Cámaras			3	5	7	10
	Largo (L)			81	85	90	97

CAPÍTULO 5: EVALUACIÓN ECONÓMICA

En este capítulo se abarca el coste económico de poner el reactor en operación, de manera de obtener el valor concreto de inversión inicial que requiere este proyecto. Para ello se desglosará el costo de la inversión del capital y la inversión en los costos operacionales a lo largo del tiempo.

5.1. Costos del capital

En el costo del capital se debe incluir el costo de los equipos e instrumentación a utilizar para poner en operación el equipo principal, este valor debe considerar, además del costo de adquisición de los equipos, el valor de distintas variables que son necesarias para dejar operativo tanto el reactor como sus complementos. A continuación, se explicará con detalle cómo se estimó el costo de cada uno de los complementos del sistema diseñado.

5.1.1. Reactor principal

Se estimó el costo del reactor principal en base al volumen de diseño, mediante un método de estimación basado en las dimensiones del reactor y su material, obtenido desde Peters et al [49]. Peters representó en la Figura 5.1 la relación entre los valores de algunos reactores y la capacidad volumétrica en galones. Cabe destacar que el precio arrojado por la figura ya incluye el sistema de enchaquetado y agitador. Para el equipo diseñado en este estudio, se ingresó a la Figura 5.1 con la capacidad ya calculada de $0,5[m^3]$, en el Capítulo 4.4 de Metodología y estrategia de diseño, capacidad equivalente a 132 [gal]. A continuación, este dato se intersecó con la recta del reactor de acero inoxidable con presión máxima de 50 [psi], ya que el material seleccionado coincide, mientras que la presión seleccionada fue la menor disponible en la figura, ya que el reactor operará solamente a 19,2[psi]. El costo resultante fue de 12500 USD, pero se debe considerar que este valor corresponde al costo en el año de publicación de la Figura 5.1 (1990), por lo tanto, se debe obtener la equivalencia de este dinero a la actualidad (2021). Para este propósito se utiliza el Chemical Engineering Plant Cost Index (Índice de costos de plantas de ingeniería química), desde ahora denominado como CEPCI, el cuál es utilizado en la ingeniería química para realizar ajustes en los costos de planta

entre un año y otro, publicado mensual y anualmente en la revista Chemical Engineering. Respecto a lo planteado, se ha encontrado que el CEPCI promedio del año 1990 fue de 357,6 [50], mientras que el CEPCI promedio registrado del año 2020 fue de 596,2 [51]. Con estos valores se planteó la relación la ecuación (5.1) para obtener el costo actualizado, proyectando un valor de 20840 USD.

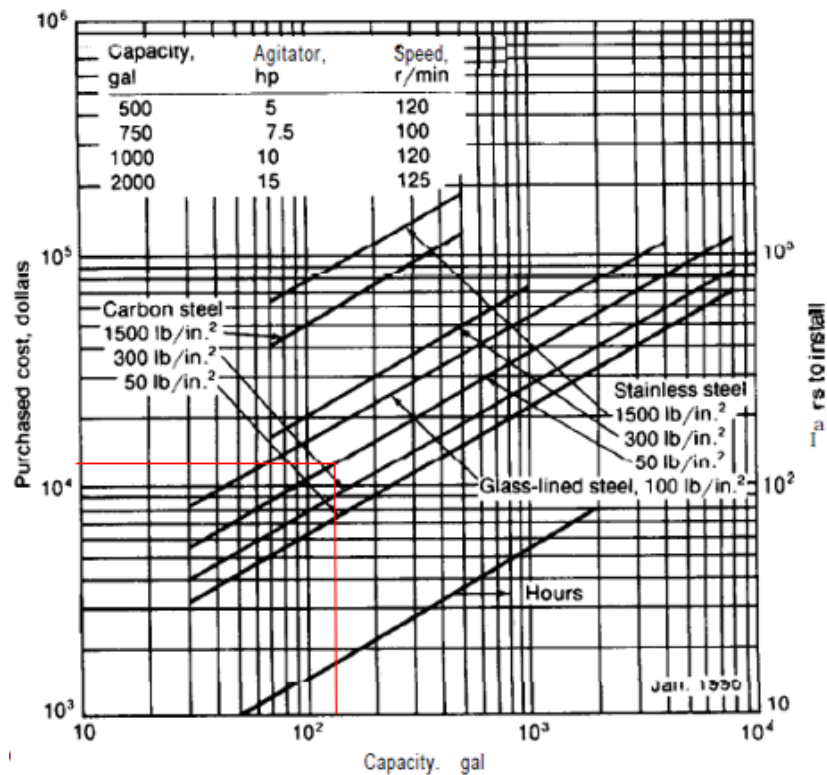


Figura 5.1: Determinación coste de un reactor en función de su capacidad y características.

$$C_{2021-R} = C_{1991-R} * \left(\frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{1991}} \right) = 12500USD * \left(\frac{596,2}{357,6} \right) = 20841 USD \quad (5.1)$$

5.1.2. Tanques de acondicionamiento

En el capítulo 4.4. se obtuvieron los volúmenes necesarios para los tanques de almacenamiento, otorgando un volumen de 0,702[m³] (185,4[gal]) para el T-1 y 0,078 [m³] (20,6 [gal]) para el T-2. Con esta información se utilizó la Figura 5.2 para T-1, intersecada con el tanque mezclador con agitador, el cuál es necesario para lograr la homogeneidad de la solución. El costo fue de 7000 USD para el año 1990, por lo que repitiendo el

procedimiento que se realizó con el reactor, como se observa en la ecuación (5.2), se obtiene que a la actualidad esto presenta un precio de 11671 USD.

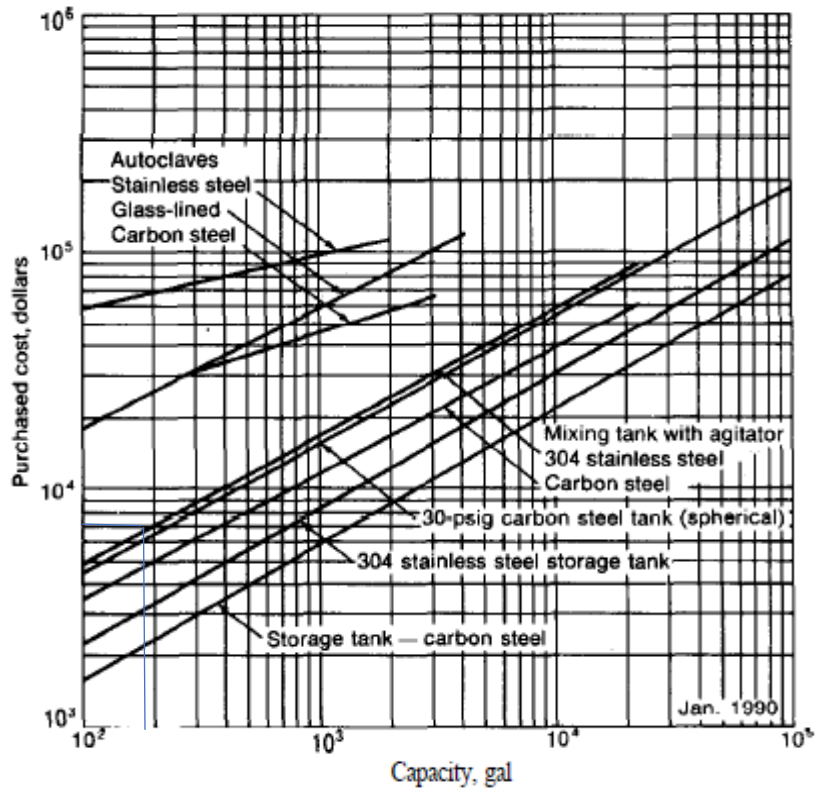


Figura 5.2 Costo de tanques de almacenamiento y a presión [49].

$$C_{2021T-1} = C_{1991T-1} * \left(\frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{1991}} \right) = 7000USD * \left(\frac{596,2}{357,6} \right) = 11671 USD \quad (5.2)$$

Por otro lado, ya que la capacidad del estanque T-2 queda fuera del rango de la figura, se estimó el valor correspondiente al estanque de almacenamiento de acero inoxidable más pequeño mencionado por Peters [49], que indica que el precio de un tanque de 55[gal] se puede encontrar a 297 USD en el año 1990, en consecuencia, en la actualidad, de acuerdo a la ecuación (5.3), el precio correspondió a 496 USD.

$$C_{2021T-2} = C_{1991T-2} * \left(\frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{1991}} \right) = 297USD * \left(\frac{596,2}{357,6} \right) = 496 USD \quad (5.3)$$

5.1.3. Bombas

Se presenta un resumen de algunas características de las bombas diseñadas en la Tabla 2.1, a partir de estos resultados, se obtiene que el flujo máximo a procesar corresponde a la bomba B-3 y es de 136,6[L/h], equivalente a 0,597[gal/min], para los que no se han encontrado modelos de determinación de costos para este flujo en la literatura (consideran una mínima de 50 [gal/min] [52]). Debido a esto se pidió una cotización de bombas dosificadoras a la empresa Prominent, la cual entregó el valor de 2 tipos de bombas, una que satisfaga los requerimientos del diseño de B-1 y B-3 y otra que se adapte a lo diseñado para B-2. En la Tabla 5.2 se presenta los precios respectivos para cada una de las bombas, y algunas características, como la presión máxima que puede alcanzar, comparable con la estimada en la Tabla 5.1, que se calculó a partir de la ecuación (5.4). Finalmente, a partir de la Tabla 5.2, la suma del precio de las tres bombas corresponde a 7699 USD.

$$P_{eq}[Bar] = H_B[m] * \rho_f \left[\frac{kg}{m^3} \right] * g \left[\frac{m}{s^2} \right] * \frac{10^{-5}[Bar]}{1[Pa]} \quad (5.4)$$

Tabla 5.1 Características de las bombas diseñadas

Características	Capacidad [L/h]	Altura Hb [m.c.a]	Presión [Bar]
B-1	130,8	3,00	0,335
B-2	4,84	3,02	0,414
B-3	135,6	18,92	2,231

Tabla 5.2 Características y precios de bombas Prominent.

	Capacidad máxima [L/h]	Presión [Bar]	Valor CLP	IVA	Total CLP	Total USD (24-06-21)
B-1	220	7	\$2.149.000	\$408.310	\$2.557.310	\$3500
B-2	5,2	7	\$429.000	\$81.510	\$510.510	\$699
B-3	220	7	\$2.149.000	\$408.310	\$2.557.310	\$3500

5.1.4. Filtro

En el subcapítulo 4.4.8 se determinó el área correspondiente del filtro prensa a utilizar, que correspondió a 21[ft²]. Con este valor Walas [52] indica que se puede estimar el precio de este equipo mediante la fórmula de la ecuación (5.5), que indica que el precio en dólares está condicionado por el área del filtro prensa. Se calculó un costo de 2381 USD para este equipo. Además, se debe considerar que este valor está desactualizado, por lo tanto el valor actual, en base a los índices CEPCI mencionados en la determinación de costo del reactor, asciende a 4089 USD, como se presentó en la ecuación (5.6).

$$C_{FP} = \frac{460}{(A_{FP}[ft^2])^{0,46}} * A_{FP} = \frac{460}{(21[ft^2])^{0,46}} * 21[ft^2] = 2381USD \quad (5.5)$$

$$C_{2021FP} = C_{1991FP} * \left(\frac{CEPCI_{2021}}{CEPCI_{1991}} \right) = 2381US\$ * \left(\frac{596,2}{357,6} \right) = 4089 USD \quad (5.6)$$

5.1.5. Costo total de equipos principales

A continuación, se presenta, en la Tabla 5.3 un resumen con los costos estimados para cada uno de los equipos, en conjunto a la suma del total de estos, que resultó en un valor de 44796 USD.

Tabla 5.3 Resumen de costos por equipo.

Equipo	Precio USD
Reactor	\$ 20841
Tanques	\$ 12167
Bombas	\$ 7699
Filtro	\$ 4089
Total	\$ 44796

5.1.6. Determinación de otros costos de capital

Además de los costos de los equipos, se debe tener en consideración en este proyecto los costos asociados a la instalación y el poner operativos los equipos principales. Para esto, se plantearon 2 métodos, basados en diferentes autores, para evaluar el costo de capital final. A continuación, se explica en qué consiste cada uno y cuál es el resultado para este proyecto.

a) Estimación con factor de Lang

Según Sinnot et al [30] Lang Propuso que el coste de inversión de una planta venga dado como función del coste del equipo total adquirido " $\sum C_e$ " mediante la ecuación (5.7). Donde "F" corresponde al denominado "Factor de Lang", el cual se especifica que corresponde a 3,71 para una planta que procesa sólidos, 4,74 para una planta que procesa fluidos, y 3,63 para una que procesa mezcla de sólidos y líquidos. Debido a que este proceso corresponde a una lixiviación de un mineral, se considerará el factor de la mezcla sólidos-líquidos, de 3,71. Se observa entonces que con este método, el costo de inversión asciende a 166193,16 USD

$$CAPEX = F * \sum C_e = 3,71 * 44796 \text{ USD} = 166.193,16 \text{ USD} \quad (5.7)$$

b) Método de estimación factoriales detalladas

Este método, explicado por Sinnot et al [30], explica que a partir del precio de los equipos principales se puede determinar cuál será la inversión total, considerando ciertos factores que corresponden a costos asociados a cada uno de los equipos. En base a esto, se plantea en la ecuación (5.8) la determinación del costo de inversión, definida por el costo de los equipos principales " $C_{e,i}$ ", donde "M" es el número total de equipos principales, " f_p " corresponde al factor de instalación de tuberías, " f_m " el factor del material, " f_{er} " el factor de instalación del montaje del equipo, " f_{el} " el factor de instalación del trabajo eléctrico, " f_c " el factor correspondiente a la instrumentación necesaria del equipo, " f_i " el factor de instalación para el trabajo de ingeniería civil, " f_s " el factor de instalación para estructuras y edificios, y " f_l " el factor de instalación para protección, aislamiento o pintura. En la Tabla 5.4 se indican algunos f_m de materiales comunes, mientras que en la Tabla 5.5 se expresan

distintos factores dependiendo de si la planta procesa solo fluidos, solo sólidos, o mezcla de ambos. Debido a que el proceso diseñado en esta investigación es una lixiviación, se utilizaron los factores de procesamiento de mezcla de sólidos y fluidos.

$$CAPEX = \sum_{i=1}^M C_{e,i} [(1 + f_p) f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)] \quad (5.8)$$

Tabla 5.4 Factor del material para distintos metales comunes en industria química [30].

Material	fm
Acero al carbono	1,0
Aluminio y bronce	1,07
Acero colado	1,1
Acero inoxidable 304	1,3
Acero inoxidable 316	1,3
Acero inoxidable 321	1,5
Hastelloy C	1,55
Monel	1,65
Níquel e Inconel	1,7

Tabla 5.5 Factores para cada tipo de planta química [30].

Equipo	Tipo de procesos		
	Fluidos	Fluidos-Sólidos	Sólidos
Equipo principal, coste total de compra	Ce	Ce	Ce
f _{er} Colocación del equipo	0,3	0,5	0,6
f _p tubería	0,8	0,6	0,2
f _i instrumentación y control	0,3	0,3	0,2
f _{el} Eléctrico	0,2	0,2	0,15
f _c civil	0,3	0,3	0,2
f _s estructuras y edificios	0,2	0,2	0,1
f _i aislamiento térmico y pintura	0,1	0,1	0,05

A continuación, en la Tabla 5.6, se presenta el resultado de aplicar la fórmula (5.8), por cada equipo, y al final, la suma de estos valores, que otorgó un costo de 120.571 USD. Es importante mencionar que los factores variaron entre equipos ya que, por ejemplo, solo se necesita implementar instrumentación y control en el reactor diseñado y además el costo de tubería para el reactor incluye la conexión con los otros equipos.

Tabla 5.6 Determinación costo del capital para equipos.

Equipo principal	Reactor	Filtro	Bombas	Tanques
Coste de compra USD	20.840	4.088	7.697	12.166
f material	1	1,3	1	1
f colocación equipo	0,5	0,5	0,5	0,3
f tubería	0,6	0	0	0
f instrumentación y control	0,3	0	0	0
f aislamiento térmico y pintura	0,1	0	0,1	0,1
f eléctrico	0,2	0,2	0,2	0,2
f civil	0,3	0,3	0,3	0,3
f estructuras y edificios	0,2	0,2	0,2	0,2
Coste total equipo USD	66.689	10.630	17.704	25.548
Total USD	120.571			

c) Método por porcentajes

Mediante este método, presentado por Peters et al. [49], se obtiene un valor total del capital a partir del costo total de los equipos principales. Así, como se indica en la Tabla 5.7, el costo total de los equipos equivale a un 27% del total, por lo tanto, el total de la inversión corresponde a 168.417 USD. Por otro lado, este método desglosa los gastos de implementación de un proceso en porcentajes, por lo que una vez que se obtiene el valor de la inversión, se puede obtener también de qué se compone este capital. Los porcentajes fueron asignados en base a un ejemplo para una planta procesadora de fluidos y sólidos, pero estos valores fueron recalculados en base a un nuevo 100%, ya que se eliminaron algunas categorías que no aplican a este proyecto.

Tabla 5.7 Determinación costo del capital por método de porcentajes.

Categorías	% del costo total	Costo USD
Compra de equipos	27%	44792
Instalación	10%	16125
Instrumentación	7%	12542
Tubería	9%	14333
Eléctricos	5%	8958
Edificio	5%	8958
Instalaciones de servicios	16%	26875
Ingeniería y supervisión	11%	17917
Contingencia	11%	17917
Total	100%	168417

Aunque estos tres métodos presentaron valores bastante cercanos entre sí, se seleccionó el de un mayor valor como el costo de inversión del proyecto, de manera de otorgar un presupuesto con el mayor margen de seguridad. Este método fue el de los porcentajes, por Peters [49], con el que se obtuvo un valor de 168.417 USD.

5.2. Costos de operación

En los costos de operación se deben considerar los gastos en los que se incurre permanentemente para la producción del producto, los que van desde el valor de los reactivos a utilizar, como el costo de los servicios necesarios, la electricidad, el agua y la mano de obra. A continuación, se describirá en detalle en qué consiste cada una de las categorías de los costos asociados.

5.2.1. Costo de los reactivos

El precio del peróxido de hidrógeno ronda un valor entre los 350-450 USD la tonelada para un grado de concentración de 50% en peso, importado desde China, donde a medida que va aumentando la cantidad requerida, va disminuyendo el precio. [53]

Se encontró en Factorchem [54], Sin el costo de importación, un valor de 68,75€ para 25 kg de ácido p-toluensulfónico en forma de cristales (aproximadamente 62.000CLP). Además, se obtiene en Merck [55] un precio de 1 kg por 42.500 CLP. En cuanto al estabilizador del fenol, SunSirs [56] indica un precio de 5700 RMB/ton (660.000CLP aproximadamente). Por otro lado, Soviquim [57] indica un valor de 29.188CLP los 500 gramos en forma de cristales.

En cuanto al ácido sulfúrico se encontró que el precio estimado por Cochilco a finales del 2020 [58] fue entre 80-85 USD/ton.

5.2.2. Costo de servicios básicos

Los servicios básicos necesarios para que el reactor pueda operar consisten en el consumo de agua y el consumo eléctrico.

- Consumo de agua

El consumo de agua se compone de lo calculado anteriormente para que el proceso opere en las concentraciones establecidas, que se puede comprobar en el subcapítulo 4.2.2. Este flujo de agua correspondió a 2,62 [t/d] de agua, o, considerando su densidad de 20[°C] (temperatura de inicio), equivale a un flujo volumétrico de 2,61[m³/d]. El costo del agua se obtuvo a partir de los precios de agua potable por ESVAL, que corresponde a la empresa de distribución de servicios sanitarios en la región Valparaíso, omitiendo que en un futuro se puede suministrar el agua a partir de una fuente privada o de un proceso de desalación, lo que disminuiría considerablemente el costo estimado del agua en este proyecto. ESVAL [59] indica una tarifa de 804,38 CLP/m³ en horario punta, y un cargo fijo mensual por cliente de 1231 CLP. Considerando estos valores, se obtiene un costo diario del agua de 2095 CLP.

- Consumo eléctrico

El consumo eléctrico está determinado por la potencia calculada de los agitadores, la potencia requerida por las bombas utilizadas, y la potencia requerida por el filtro seleccionado. La suma del consumo eléctrico de estos elementos genera un total de 1167,43[W], lo que equivale a 28,018[kWh] si el proceso opera por 24 horas diarias. Por otro lado, el valor para la electricidad en la industria arrojó un valor de 70 CLP/kWh

aproximadamente reportado hasta marzo del 2021, según el precio medio del mercado reportado por la Comisión Nacional de Energía [60], por lo tanto, el costo diario en cuanto a consumo eléctrico corresponde a 1961 CLP.

5.2.3. Costo de mano de obra

El costo de la mano de obra para operar el proceso se obtuvo de acuerdo con lo indicado por Peters [49], que estimó este valor como un 15% del valor total de operación, por lo cual se requieren conocer los otros factores antes de especificar este valor.

5.2.4. Costes de eliminación de residuos

Para este proceso, el producto principal es la solución rica en iones de zinc, el cuál será enviado a un proceso posterior o almacenado para continuar el tratamiento. Por otro lado, los ripios generados, como se ha mencionado, aún tienen un interesante contenido en plata, por lo que se considera tratarlos como un subproducto del proceso (almacenándolo o transportándolo), para poder obtener el beneficio económico de este metal también en un futuro. En base a esto se plantea que los costos de eliminación no existen para este proceso.

5.2.5. Total costos de operación

En la Tabla 5.8 se presenta un resumen de los precios mencionados anteriormente, la cantidad necesaria de cada uno de estos a partir del balance de masa y del diseño realizado para cada uno de los insumos necesarios. Debido a esto se obtiene el valor diario total de los costos de operación. Al mismo tiempo, el valor de la mano de obra “C_{MO}”, se calculó como la suma de todos los insumos anteriores mencionados, considerándolos como el 85% de los costes totales de operación, y multiplicando por el 15%, como se representa en la ecuación (5.9). Por último, en la Tabla 5.9 se expresa la suma de todos los componentes del coste de operación, tanto en dólares como en pesos chilenos, y el costo del proceso tanto diario como anual. Además, se calculó el total por tonelada de mineral procesado y por tonelada de zinc producida, cuyo valor fue de 530 USD y 1503 USD respectivamente. Estos valores fueron calculados a partir de dividir el costo diario en el tonelaje respectivo.

$$C_{MO} = \frac{\sum(\text{Costo operacional} - C_{MO})}{0,85} * 0,15 \quad (5.9)$$

Tabla 5.8 Resumen tipo de costo operacional, cantidad necesaria y precio estimado.

Insumos	Cantidad BM	Cantidad comercial	Costo unitario	Costo total diario	Costo USD diario
H ₂ O	2,61 [m ³ /d]	2,61 [m ³ /d]	\$801,63 CLP/m ³	\$2.095 CLP	\$2,86
H ₂ SO ₄	0,95 [t/d]	0,97 [ton/d]	\$85 US/t	\$83 US	\$82,82
H ₂ O ₂	0,16 [t/d]	0,33 [ton/d]	\$350 US/t	\$114 US	\$113,90
Acido p-toluensulfonico	6,86 [kg/d]	6,86 [kg/d]	\$2480 CLP/kg	\$17.011 CLP	\$23,18
Electricidad	1168,74 [W] 28,05 [kWh]		\$70 CLP/kWh	\$1.963 CLP	\$2,68
Mano de obra	15% del Costo operacional				\$39,78

Tabla 5.9 Costo operacional en el tiempo y por tonelada de mineral procesado.

Total	USD	CLP
Costo diario	\$265	\$194.617
Costo anual	\$96.805	\$71.035.375
Costo por tonelada mineral	\$530	\$389.235
Costo por tonelada de zinc generado	\$1.503	\$1.103.070

CAPÍTULO 6: EVALUACIÓN AMBIENTAL

A continuación, se representa un breve resumen de la legislación ambiental y de seguridad a las personas que debe ser contemplada en la realización de este proyecto. Este conjunto normativo está realizado por órganos especializados de la Administración del Estado, con el propósito de otorgar una serie de restricciones y límites de carácter técnico que permitan una claridad y certeza sobre aquello que está permitido, de manera de cumplir con la disposición contenida en el Artículo 19 N°8 de la Constitución de la República de Chile, que indica: “El derecho a vivir en un medio ambiente libre de contaminación. Es deber del Estado velar para que este derecho no sea afectado y tutelar la preservación de la naturaleza”. Es así como en la ley 19.300 [61] se pueden encontrar las disposiciones que regulan la protección del medioambiente, la preservación de la naturaleza y la conservación del patrimonio ambiental.

- Normas de emisión de contaminantes en descargas de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales

De acuerdo con el Decreto 90 [62], la máxima concentración de contaminantes en los residuos líquidos que den a aguas fluviales, o en el océano, se representa en la Tabla 6.1 y Tabla 6.2, respectivamente.

Tabla 6.1: Extracto sobre límites máximos permitidos para la descarga de residuos líquidos en cuerpos de agua fluviales.

Contaminantes	Unidad	Cantidad máxima permitida
Sólidos suspendidos	[mg/L]	80
índice de fenol	[mg/L]	0,5
pH		6-8,5
Sulfatos	[mg/L]	1000
Temperatura	[°C]	35
Zinc	[mg/L]	3

Tabla 6.2: Extracto límite máximo permitidos para la descarga de residuos líquidos en cuerpos de agua marino fuera de litoral de protección.

Contaminantes	Unidad	Cantidad máxima permitida
Sólidos suspendidos	[mg/L]	300
índice de fenol	[mg/L]	1
pH		5,5-9
Sulfatos	[mg/L]	No indica
Temperatura	°C	No indica
Zinc	[mg/L]	5

Por lo tanto, en el caso de trabajar con reactivos orgánicos como el fenol, es importante que se tenga en cuenta la concentración máxima necesaria para disponer los residuos líquidos del proceso. Por otro lado, se debe contemplar una etapa posterior de recuperación de zinc desde la lixiviación que permita dejar un refino con una concentración menor a 5 mg/L si éste será dispuesto en aguas naturales, lo cual quedará para estudios posteriores. También en el caso del pH, como se trabajará con pH ácido, es que se debe considerar una etapa de neutralización para lograr el pH límite que permite la ley.

- Disposición de sólidos

Al finalizar la lixiviación directa se obtendrá como subproducto un sólido con contenido en plata que debe conservarse de manera segura, sin que interactúe con el medio ambiente. Es por esto que, de disponerlos en terreno abierto, se deben tomar las precauciones correspondientes que indica el SERNAGEOMIN [63]. Estas consisten en utilizar sitios preparados e impermeabilizados, con el objetivo de evitar el escurrimiento de soluciones ácidas. El terreno utilizado debe estar protegido con una capa impermeable de arcilla en la base y sobre esta puede ir una capa de HDPE, que protege tanto de filtraciones líquidas y lluvias, con un sistema de captación de estas posibles soluciones.

- Sistema de Evaluación de Impacto Ambiental (SEIA)

En lo que respecta a la aprobación ambiental, todo proyecto de reprocesamiento de relaves a razón superior a 5.000 ton/mes, deberá ingresar al SEIA [64]. Para ello es

importante que tenga analizado los siguientes aspectos claves para una adecuada calificación de los organismos estatales, y evitar la oposición de la ciudadanía, o que sus inquietudes sean atendibles en un tiempo de respuesta adecuado. En el caso de relaves antiguos, la remoción del depósito debe ser ejecutada en forma segura, sin afectar su estabilidad física, incluso en caso de ocurrir grandes tormentas o sismos de gran intensidad. La remoción nunca puede provocar daño ambiental por derrames superficiales, generación excesiva de polvo, contaminación de la napa freática y otros. Idealmente se debe presentar el método de explotación del yacimiento artificial, señalando al menos lo siguiente:

- Caracterización física y química del depósito.
- Identificación de la propiedad del depósito.
- Descripción de la operación de remoción y detalle de la flota (tipo y cantidad) de los equipos principales y de apoyo que serán utilizados, y dotación del personal (cargo y cantidad).
- Identificación de los riesgos del método a emplear y medidas de mitigación a implementar.
- El reprocesamiento del relave debe minimizar el consumo de agua fresca y controlar la emisión de polvo, gases y derrames.

En la presentación del proyecto se debe señalar la(s) fuente(s) de origen del agua fresca y los procedimientos y/o instalaciones que permitirán capturar y tratar las emisiones y efluentes [64].

El manejo de insumos y productos clasificados como sustancias peligrosas debe contar con una adecuada infraestructura para su almacenamiento y gestión. El depósito final de los diferentes residuos debe ajustarse a la legislación vigente.

Si bien no se debe presentar, por el tonelaje a procesar mensual de este proyecto (15 ton/mes de relave), es importante tener este documento presente si se desea extrapolar el proceso a nivel industrial.

- Seguridad de las personas

Para asegurar la seguridad de las personas de este proyecto, es que se apegará al Decreto Supremo N° 132 [65], correspondiente al Reglamento de seguridad minera.

Específicamente para el tipo de operación que se busca realizar, se establece lo siguiente:

- Artículo 316

El administrador de las faenas dispondrá que todas las operaciones que se desarrollen en una planta de tratamiento de minerales y que, de acuerdo con un análisis de inventario crítico representen un alto potencial de riesgo, sean cubiertas por los respectivos manuales de operación y/o análisis de tareas, que cautele debidamente:

- a) La integridad y la salud de las personas.
- b) La protección de los bienes físicos propios o de terceros.

- Artículo 318

En todos los procesos en que se utilicen sustancias tóxicas, corrosivas, venenosas o radiactivas, se deberá dar estricto cumplimiento a la normativa legal vigente que regula la adquisición, transporte, almacenamiento y manipulación de dichas sustancias. Se deberá, además, cumplir con los siguientes requerimientos:

- a) Elaborar y difundir cartillas informativas respecto de los productos que se utilizan.
- b) Capacitar formalmente a todo el personal que interviene en la manipulación de estas sustancias.
- c) Disponer de recintos bajo control para su almacenamiento, tratamiento de envases y residuos, y posterior deposición.
- d) Disponer de los elementos, personal capacitado y medios de primeros auxilios para actuar frente a eventuales incidentes.
- e) Elaborar procedimientos específicos para la utilización del, o los productos.

- Artículo 326

En toda planta de tratamiento de minerales se deberá disponer del, o los, procedimientos para actuar frente a situaciones de emergencia, ya sea por contingencias operacionales o extra operacionales. Ello debe ser complementado con la dotación necesaria de elementos y la realización periódica de simulaciones para evaluar, corregir o confirmar la validez de dichos procedimientos.

- Artículo 327

Tanto en el diseño, como en la construcción de cualquier edificio o instalación de una planta de tratamiento de minerales donde exista un alto riesgo de incendio, se deberá disponer de los medios y sistemas para detectarlos y controlarlos, considerándose para este efecto, todas las medidas que sean pertinentes a objeto de mantener bajo control tal riesgo. Ello incluye:

- a) Elaboración de manuales preventivos y de emergencia.
- b) Manuales de puesta en marcha.
- c) Sistemas de evacuación.
- d) Capacitación del personal.
- e) Formación de Brigadas Especiales, las que operarán según los procedimientos que se señalen en el Reglamento.
- f) Disposición de reservas de agua y elementos de combate de incendios, de acuerdo a la situación de más alto potencial de riesgo presente en las instalaciones.

Dichos sistemas y elementos de extinción deben ser diseñados, instalados y mantenidos de acuerdo con criterios técnicos según se dispone en la legislación vigente y de acuerdo a exigencias que el servicio imponga según casos especiales que se presenten.

- Normas que aplican para el peróxido de hidrógeno

El peróxido de hidrógeno es un reactivo oxidante y corrosivo, que puede causar incendios o explosiones, no es inflamable en sí, pero en contacto con material combustible puede propiciar la combustión. Se debe almacenar protegido de la luz solar y a temperaturas menores de 35°C, en contenedores no metálicos. El uso de reactivo debe realizarse en lugares ventilados y con elementos de protección personal necesarios para quienes lo manipulen. Además, se indica que puede ser diluido hasta el 0,1%v/v en agua, para luego ser vertido normalmente en el desagüe. Las normas que regulan el uso, almacenamiento y disposición de este compuesto son las siguientes:

- Decreto 148/03 [66] Reglamento Sanitario sobre Manejo de Residuos Peligrosos.
- NCh 382 of. 98 [67] “Sustancias peligrosas - Terminología y clasificación general”.

- NCh 1411 of. 78 [68] “Identificación de riesgos de materiales”.
- NCh 2120 /1 al 9/ of. 89 [69] “Sustancias peligrosas”.
- NCh 2190 of. 93 [70] “Sustancias peligrosas – Marcas para información de riesgos”.
- NCh 2137 of. 92 [71] “Sustancias peligrosas – Embalajes/envases – Terminología, clasificación y designación”.
- NCh 2111 [72] Señales de seguridad”.

- Normas que aplican para los reactivos orgánicos

En cuanto al fenol, es un reactivo orgánico tóxico, debe almacenarse como tal, evitando exposición al sol y en lugar fresco y seco, en un recipiente idealmente de vidrio o plástico cerrado herméticamente. Debe manejarse con todo el equipo de protección personal. En cuanto a la regulación chilena de este compuesto se observa que es la siguiente:

- NCh382 [67], Transporte terrestre de sustancias peligrosas - Clasificación general.
- NCh2190 [70], Transporte de sustancias peligrosas - Distintivos para la identificación de riesgos.
- NCh1411/4 [68], Señales de seguridad para la identificación de riesgos.
- Decreto 298 [73] Reglamento transporte de cargas peligrosas por calles y caminos.
- Decreto 148 [66] Reglamento Sanitario sobre Manejo de Residuos Peligrosos.
- D.S. 43 [74]- Almacenamiento de sustancias peligrosas.

En cuanto al ácido p-toluensulfónico, se informa que es un reactivo irritable, pero además de esto en condiciones de uso normal y en su forma original, el producto no tiene ningún otro efecto negativo para la salud y el medio ambiente, además no es un producto inflamable, pero debe ser manipulado con todos los elementos de protección personal correspondientes. Produce reacción exotérmica al estar en contacto con agentes oxidantes.

Se encuentra una breve descripción de cada una de las normas y decretos para los reactivos en el ANEXO B.

CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1. Conclusiones

A partir del balance de masa y energía se pudo obtener que para una alimentación de 0,5[t/d] de mineral, se requieren 2,62 [t/d] de agua, 0,95 [t/d] de H_2SO_4 , 0,16 [t/d] de H_2O_2 , para obtener un PLS con un contenido en Zn^{2+} de 176,3 [kg/d] (alcanzando una concentración de 30,22 [g/L]). En los ripsos se presenta formación de azufre elemental, el cual no limita el proceso de lixiviación.

En cuanto al diseño del reactor realizado, a escala semipiloto, se demuestra que un volumen óptimo para tratar 0,5 [t/d] corresponde a 0,5[m³], cuyas dimensiones principales son 1114 [mm] de altura y 743 [mm] de diámetro, equipado con una chaqueta de enfriamiento, un agitador de 4 paletas inclinadas, control de temperatura y medidores de pH y Eh. Además, debe contemplar 2 estanques de almacenamiento de reactivos líquidos, un filtro para las partículas sólidas, 3 bombas. En adición, el reactor se debe construir de acero inoxidable 316. El consumo eléctrico de la implementación de este reactor corresponde a 28,018 [kWh], y de agua corresponde a 2,62[t/d].

De la evaluación económica se pronostica una inversión de 168.417 USD y un costo de operación de 1503 USD/ton Zn. De la evaluación ambiental se debe tener los reparos para cumplimiento de las normas de uso y disposición de residuos sólidos, tratamiento de aguas, seguridad de las personas y tratamiento de los reactivos, de acuerdo a lo mencionado en ese capítulo,

Por último se puede concluir, que utilizar el peróxido de hidrógeno como agente oxidante en lixiviación es un proceso con una dificultad particular, debido a la rápida descomposición del oxidante y su alto precio. Pese a esto, en esta memoria se ha demostrado que se puede contrarrestar esta desventaja, logrando mejoras en la cinética en lixiviación, al permitir trabajar a mayores temperaturas.

7.2. Recomendaciones

Como recomendación, se indica que se deberían realizar experimentos a escala de laboratorio para tener datos cuantificables aplicado a cada caso de lixiviación del efecto del estabilizador sobre el sistema, de manera de regular y optimizar cantidades, al igual que permitiría establecer un análisis sobre cuál es la fenomenología detrás de la estabilización del peróxido de hidrógeno, tema que está débilmente estudiado.

Respecto al diseño realizado, si se desea implementar este reactor, o un proceso similar, se recomienda realizar el diseño de las etapas siguientes para la obtención del zinc metálico; evaluar, por ejemplo, si debido a la alta concentración del ion metálico requiere de un proceso de concentración y purificación posterior, antes de ser recuperado en forma metálica, como se realiza por el tratamiento tradicional de la esfalerita. Además, se debe tener en cuenta cuál será el efecto del estabilizador (reactivo orgánico) en el proceso que continúe.

Referencias

- [1] SERNAGEOMIN, «Anuario 2018,» 2019.
- [2] J. Brandao-Neto, V. Stefan, B. B. Mendonça, W. Bloise y A. V. Castro, «The essential role of zinc in growth,» *Nutrition Research*, pp. 335-358, 1995.
- [3] M. Zubillaga, A. Lysionek, M. I. Sarabia, R. Caro, T. De Paoli, A. Hager, R. Weill, J. Boccio y M. J. Salgueiro, «Zinc as an essential micronutrient: A review,» *Nutrition Research*, vol. 20, pp. 737-755, 2000.
- [4] International Zinc Association, «Zinc, international zinc association,» Noviembre 2019. [En línea]. Available: <https://www.zinc.org/>.
- [5] M. Z. Mubarak, K. Sukanto, Z. T. Ichlas y A. T. Sugiarto, «Direct sulfuric acid leaching of zinc sulfide concentrate using ozone as oxidant under atmospheric pressure,» *Minerals & Metallurgical Processing*, vol. 35, nº 3, pp. 133-140, 2018.
- [6] Cochilco, «Precio de los metales,» Marzo 2021. [En línea]. Available: <https://www.cochilco.cl/Paginas/Estadisticas/Bases%20de%20Datos/Precio-de-los-Metales.aspx>.
- [7] Lucintel, «Zinc Market Report: Trends, Forecast and Competitive Analysis,» 2020. [En línea]. Available: <https://www.lucintel.com/zinc-market.aspx>. [Último acceso: Abril 2020].

- [8] T. Pecina, P. Castillo, E. Orrantia y T. Franco, «Leaching of a zinc concentrate in H_2SO_4 solutions containing H_2O_2 ,» *Minerals Engineering*, vol. 21, pp. 23-30, 2008.
- [9] Biblioteca del congreso nacional de Chile, «Pasivos ambientales mineros en Chile,» 2012.
- [10] O. M. Champa Henriquez, «Obtención de minerales sulfurados de zinc a partir de relaves mineros,» Callao, 2018.
- [11] S. Aydogan, «Dissolution kinetics of sphalerite with hydrogen peroxide in sulphuric acid medium,» *Chemical Engineering Journal*, nº 123, pp. 65-70, 2006.
- [12] M. E. Bretschger y E. S. Shanley, «Concentrated hydrogen peroxide,» Boston, 1947.
- [13] D. Oh, L. Zhou, D. Chang y W. Lee, «A novel hydrogen peroxide stabilizer in descaling process of metal surface,» *Chemical Engineering Journal*, nº 334, pp. 1169-1175, 2018.
- [14] J. O. Glanville, «Stabilization of acidified hydrogen peroxide solutions». Estados Unidos Patente 3.649.194, 14 Marzo 1972.
- [15] J. C. Solenberger, «Stabilized acidic hydrogen peroxide solutions». Estados Unidos Patente 3.801.512, 2 Abril 1974.

- [16] D. E. Landázuri Gaponchuk y G. Muñoz Rivadeneira, «Disolución de Sulfuros Metálicos Utilizando Peróxido de Hidrógeno como Agente Oxidante en Medio Ácido (Tesis de pregrado),» Quito, 2013.
- [17] R. H. Perry, D. W. Green y J. O. Maloney, Perry manual del ingeniero químico, Sexta edición, Tomo 2, McGraw Hill, 1992.
- [18] D. Filippou, «Innovative hydrometallurgical processes for the primary processing of zinc,» *Mineral processing and extractive metall.*, vol. 25, pp. 205-252, 2004.
- [19] T. Haakana, M. Lahtinen, H. Takala, M. Ruonala y I. Turunen, «Development and modelling of a novel reactor for direct leaching of zinc,» *Chemical Engineering Science* , vol. 62, pp. 5648-5654, 2007.
- [20] A. Giaveno, L. Lavalley, P. Chiacchiarini y E. Donati, «Bioleaching of zinc from low-grade complex sulfide ores in an,» *Hydrometallurgy*, vol. 89, pp. 117-126, 2007.
- [21] N. Sadeghi, J. Moghadamm y M. Ojaghi Ilkhchi, «Determination of effective parameters in pilot plant scale direct leaching of a zinc sulfide concentrate,» *Physicochemical Problems of Mineral Processing*, vol. 53, pp. 601 - 616, 2017.
- [22] A. Mahmoud, P. Cézac, A. F. Hoadley, F. Contamine y P. D'Hughes, «A review of sulfide minerals microbially assisted leaching in stirred tank reactor,» *International Biodeterioration & Biodegradation*, pp. 1-29, 2016.

- [23] K. Svens, «Direct leaching alternatives for zinc concentrates,» de *T.T. Chen Honorary Symposium on Hydrometallurgy, Electrometallurgy and Materials Characterization*, 2012.
- [24] Glencore Technology, «Albion Process; simplicidad en lixiviación,» [En línea]. Available:
<https://www.albionprocess.com/en/downloads/Brochures/AlbionProcessBrochureESP.pdf>. [Último acceso: Octubre 2021].
- [25] B. Terry y A. J. Monhemius, «Acid Disolution of Willemite and Hemimorphite,» *Metallurgical Transactions B.*, vol. 14B, pp. 335-346, 1983.
- [26] D. Chetty, «Acid-Gangue interactions in heap leach operations: a review of the role of mineralogy for predicting ore behaviour,» *Minerals*, nº 8, 2018.
- [27] A. A. Baba, A. S. Ibrahim, R. B. Bale, F. A. Adekola y A. G. F. Alabi, «Purification of a Nigerian talc ore by acid leaching,» *Applied Clay Science*, nº 114, pp. 476-483, 2015.
- [28] Y. A. Cengel y M. A. Boles, *Termodinámica*, séptima edición, McGraw Hill, 2011.
- [29] Outotec, «HSC Chemistry 6,» 2006.
- [30] R. Sinnott y G. Towler, *Diseño en ingeniería química*, traducción de la 5ta edición, Reverté, 2012.
- [31] I. A. Olivares, «Estudio de la fluidodinámica de relaves de diferentes concentraciones en cajones de distribución,» Santiago, 2014.

- [32] C. J. Geankopolis, Procesos de transporte y operaciones unitarias, 3ra edición, Cecsa, 1998.
- [33] E. L. Paul, V. A. Atiemo-Obeng y S. M. Kresta, Handbook of Industrial Mixing, JOHN WILEY & SONS, INC., 2004.
- [34] W. L. McCabe, J. C. Smith y P. Harriot, Operaciones unitarias en ingeniería química, 7ma edición, Mc Graw Hill, 2007.
- [35] American society of mechanicals engineers, «ASME Section VIII – Division 2 Criteria and commentary,» 2014.
- [36] Y. A. Cengel y J. G. Afshin, Transferencia de calor y masa, 4ta edición, Mc Graw Hill, 2011.
- [37] SOLVAY, *Peróxido de hidrógeno, seguridad y manejo, Hoja de datos técnicos*, 2019.
- [38] E. H. Phelps y D. C. Vreeland, «Corrosion of austenitic stainless steel in sulfuric acid,» *Corrosion*, vol. 13, pp. 21-26, 1957.
- [39] F. S. Shieu, M. J. Deng y S. H. Lin, «Microestructure and corrosion resistance of a type 316L stainless steel,» *Corrosion Science*, vol. 40, nº 8, pp. 1267-1279, 1998.
- [40] Y. Yue, C. Liu, P. Shi y M. Jiang, «Passivity of stainless steel in sulphuric acid under chemical oxidation,» *Corrosion engineering, science and technology*, vol. 53, pp. 173-182, 2017.

- [41] Aceros Ray, «Acero inoxidable 316L,» [En línea]. Available: <http://acerosray.cl/acero-inoxidable/aisi-316/>. [Último acceso: 01 Junio 2021].
- [42] Aceros Ray, «Acero al carbono,» [En línea]. Available: <http://acerosray.cl/acero-carbono/sae-1020/>. [Último acceso: 01 Junio 2021].
- [43] A. Saavedra y J. Romero, «Ecuaciones para ultrafiltración (Documento Anexo 1),» 2003.
- [44] Anping County Bolin Metal Wire Mesh Co., Ltd., «Malla de filtro de pantalla de microfiltración de agua de acero inoxidable, 10, 20, 40 y 60um,» Alibaba, [En línea]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/10-20-40-60um-stainless-steel-micro-water-filtration-screen-filter-mesh-60774538998.html>. [Último acceso: 21 Junio 2021].
- [45] Hebei Yichang Metal Wire Mesh Co., Ltd., «Disco de filtro de acero inoxidable, 60 micras, para filtración de agua,» Alibaba, [En línea]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/in-stock-60-micron-stainless-steel-filter-disc-for-water-filtration-1600234140126.html?spm=a2700.details.maylikeexp.7.39672bedMaPxOB>. [Último acceso: 21 Junio 2021].
- [46] ACS Medio Ambiente, «Filtro prensa, Filtro Prensa de Placas y Marco, Deshidratación de lodos, Recuperación de Metales Preciosos, Filtro Prensa de Placas Empotradas.,» [En línea]. Available:

- <http://www.acsmedioambiente.com/filtrosprende.html>. [Último acceso: 23 Junio 2021].
- [47] ACS Medio ambiente, «Modelos de filtro prensa,» [En línea]. Available: <http://www.acsmedioambiente.com/mfp.html#>. [Último acceso: 23 Junio 2021].
- [48] Draco, «Filtro Prensa,» [En línea]. Available: <https://www.ecopreneur.cl/newsite/wp-content/uploads/2017/09/Filtro-Prensa-Toro.pdf>. [Último acceso: 23 Junio 2021].
- [49] M. S. Peters y K. D. Timmerhaus, Plant design and economics for chemicals engineers, McGraw-Hill, Inc, 1991.
- [50] W. M. Vatauvuk, «Updating the CE plant cos index,» *Chemical Engineering*, pp. 62-70, 2002.
- [51] Chemical Engineering, «Economic indicators,» *Chemical Engineering*, vol. Abril, p. 2021, 2021.
- [52] S. M. Walas, Chemical Process Equipment, Selection and Design, Butterworth-Heinemann, 1990.
- [53] Alibaba, «Peróxido de hidrógeno H₂O₂ 50%,» Alibaba, [En línea]. Available: <https://spanish.alibaba.com/product-detail/h2o2-hydrogen-peroxide-peroxide-50--60827664320.html?spm=a2700.8699010.normalList.20.740323ffKkbt7R>. [Último acceso: 06 Noviembre 2020].

- [54] Factorchem, «Ácido p-toluensulfónico (25 kg.),» Factorchem, [En línea]. Available: <https://factorchem.com/todos-los-productos/223-599-acido-p-toluensulfonico.html>. [Último acceso: 06 Noviembre 2020].
- [55] Merck, «Ácido 4-toluenosulfónico monohidrato,» Merck, [En línea]. Available: https://www.merckmillipore.com/CL/es/product/Toluene-4-sulfonic-acid-monohydrate,MDA_CHEM-814725. [Último acceso: 2020 Noviembre 06].
- [56] Sunsirs, commodity data group, «Fenol Precio,» Sunsirs, commodity data group, [En línea]. Available: <http://www.sunsirs.com/es/prodetail-464.html>. [Último acceso: 06 Noviembre 2020].
- [57] Soviquim, «Fenol En Cristales ACS 99. 500 Gr.,» Soviquim, [En línea]. Available: <https://www.soviquim.cl/filtro-f/1252-fenol-en-cristales-ac-s-99-500-gr.html>. [Último acceso: 06 Noviembre 2020].
- [58] Comisión Chilena del Cobre, «Mercado Chileno del ácido sulfúrico al año 2029,» 2020.
- [59] ESVAL, «Tarifas de agua potable y alcantarillado,» Marzo 2021. [En línea]. Available: <https://portal.esval.cl/oficina-virtual/tarifas/>. [Último acceso: 28 Junio 2021].
- [60] Comisión Nacional de Energía, «Precio medio del mercado- Sistema Eléctrico Nacional,» Abril 2021. [En línea]. Available: <https://www.cne.cl/precio-medio-de-mercado-2/>. [Último acceso: 28 Junio 2021].

- [61] *Ley N°19.300*, Santiago: Diario Oficial de la República de Chile, 09 de marzo de 1994.
- [62] *Decreto 90: Establece norma de emision para la regulación de contaminantes asociados a las descargas de residuos líquidos a aguas marinas y continentales superficiales*, Santiago: Ministerio Secretaría General de la Presidencia, 07 de marzo de 2001.
- [63] SERNAGEOMIN, «Manejo de mineral y residuos mineros».
- [64] JRI Ingeniería S.A.; EcoMetales Limited, «Manual de uso público, Reprocesamiento de relaves y recuperación de elementos de valor,» Santiago, 2020.
- [65] Ministerio de Minería, «Decreto Supremo N° 132,» Diario Oficial de la República de Chile, Santiago, 07 de febrero de 2004.
- [66] Ministerio de Salud, «Decreto 148,» Diario Oficial de la República de Chile, Santiago, 16 de Junio de 2004.
- [67] Instituto nacional de normalización, «NCh N°382: Sustancias peligrosas, terminología y clasificación general,» Santiago, 1998.
- [68] Instituto Nacional de Normalización (Chile), «NCh N°1411: Identifiación de riesgos materiales.,» Santiago, 1978.
- [69] Instituto Nacional de Normalización (Chile), *NCh 2120: Sustancias peligrosas.*, Santiago, 1989.

- [70] Instituto Nacional de Normalización (Chile), *NCh 2190: Sustancias peligrosas-Marcas para información de riesgos*, Santiago, 1993.
- [71] Instituto Nacional de Normalización (Chile), *NCh N°2137: Sustancias peligrosas-Embalajes/envases - Terminología, clasificación y designación*, Santiago, 1992.
- [72] Instituto Nacional de Normalización (Chile), *NCh N° 2111: Señales de seguridad*, Santiago, 1999.
- [73] Ministerio de transporte y telecomunicaciones, *Decreto 298*, Santiago: Diario Oficial de la República de Chile, 11 de febrero de 1995.
- [74] Ministerio de salud, *Decreto 43*, Santiago: Diario Oficial de la República de Chile, 29 de marzo de 2016.
- [75] Tecno Cruz Fierro, «Algunos métodos de estimación de la viscosidad,» [En línea]. Available: <http://tecno.cruzfierro.com/formularios/viscosidad.pdf>. [Último acceso: Febrero 2021].
- [76] R. H. Perry, D. W. Green y J. O. Maloney, *Perry's chemical engineers handbook*, seventh edition, McGraw-Hill, 1997.
- [77] M. J. Sienko y R. A. Plane, *Química*, Barcelona: Editorial Aguilar, 1967.

ANEXO A

- Consumo de ácido

Tabla A.1 Balance ecuación esfalerita (4.3)

	ZnS	+	H ₂ O ₂	+	2H ⁺	=	Zn ²⁺	+	SO	+	2H ₂ O
kmoles iniciales	3,30		3,30		6,60						
kmoles reaccionan	2,64		2,64		5,28		2,64		2,64		5,28
kmoles finales	0,66		0,66		1,32		2,64		2,64		5,28

Tabla A.2 Balance ecuación willemita (4.4)

	Zn ₂ SiO ₄	+	4H ⁺	=	2Zn ²⁺	+	Si(OH) ₄
kmoles iniciales	0,030						
kmoles finales	0,000		0,118		0,059		0,030

Tabla A.3 Moles necesarios de reactivos.

	Kmol/d
H ⁺ necesarios	6,60
H ₂ O ₂ necesarios	3,30

- Determinación de ácido sulfúrico

Tabla A.4 Balance de la disociación del ácido sulfúrico.

Ec.(4.11)	H ₂ SO ₄	=	H ⁺	+	HSO ₄ ⁻
kmoles iniciales	9,736				
kmoles reaccionan	9,736		9,736		9,736
kmoles finales			9,736		9,736
Ec.(4.12)	HSO ₄ ⁻	=	H ⁺	+	SO ₄ ⁻²
kmoles iniciales	9,736		9,736		
kmoles reaccionan	3,823·10 ⁻³		3,823·10 ⁻³		3,823·10 ⁻³
kmoles finales	9,732		9,739		3,823·10 ⁻³

Tabla A.5: Resumen de las composiciones y flujos másicos por cada corriente.

		Corrientes del proceso				
Item	Unidades	C1	C2	C3	C4	C5
Sólidos						
Compuesto	% p/p base seca					
ZnS	t/d	0,32			0,0643	
KAlSi ₃ O ₈	t/d	0,03			0,03	
Al ₂ Si ₂ O ₅ (OH) ₄	t/d	0,02			0,0	
Mg ₃ Si ₄ O ₁₀ (OH) ₂	t/d	0,04			0,04	
KAl ₂ (AlSi ₃ O ₁₀)(OH) ₂	t/d	0,02			0,02	
Zn ₂ (SiO ₄)	t/d	0,01			0,0	
SiO ₂	t/d	0,02			0,02	
PbSO ₄	t/d	0,01			0,01	
CaSO ₄ *2H ₂ O	t/d	0,01			0,01	
PbS	t/d	0,00			0,00	
Ag ₂ S	t/d	0,02			0,02	
Otros	t/d	0,03			0,03	
Estabilizador	t/d					
S°	t/d				0,085	
Gases/Vapores						
Flujo Másico	t/d	0	0	0	0	0,34
Compuesto						
O ₂	t/d					0,00077
N ₂	t/d					
H ₂ O	t/d					0,33
Líquidos/Acuosos						
Flujo Másico	t/d	0,0	3,73	3,6	0,0	0,0
Compuesto						
H ₂ O	t/d		2,61	2,4		
H ₂ SO ₄	t/d		0,96	0,0		
H ₂ O ₂	t/d		0,16	0,071		
Acido p-toluensulfónico	t/d		0,0071	0,0		
Ion						
Zn ²⁺	t/d			0,17643		
SO ₄ ²⁻	t/d			3,67·10 ⁻⁷		

HSO_4^-	t/d			0,95		
H^+	t/d			0,0030		
Si(OH)_4	t/d			0,0028		
Total	t/d	0,5	3,7	3,58	0,3	0,3352
		Entrada	Salida			
		[t/d]	[t/d]			
		4,23	4,23			

- Determinación viscosidad de la fase continua (solución lixivante)

Se indica que la viscosidad de una mezcla de líquidos estará dada por la ecuación (A.1), según Tecno Cruz Fierro [75].

$$\ln \mu_{SL} = \sum_{i=1}^n x_i * \ln \mu_i \quad (\text{A.1})$$

Donde indica que la viscosidad de la mezcla líquida (μ_{SL}), está determinado por la fracción de cada líquido en el total y del logaritmo natural de su viscosidad respectiva, por lo que despejando se obtiene la ecuación (A.2).

$$\begin{aligned} \mu_{SL} &= e^{(X_{H_2O} * \ln \mu_{H_2O} + X_{H_2O_2} * \ln \mu_{H_2O_2} + X_{H_2SO_4} * \ln \mu_{H_2SO_4})} \quad (\text{A.2}) \\ &= e^{\frac{2,615 \left[\frac{\text{ton}}{\text{dia}} \right] * \ln 1,002 + 0,16 \left[\frac{\text{ton}}{\text{dia}} \right] * \ln 1,245 + 0,96 \left[\frac{\text{ton}}{\text{dia}} \right] * \ln 26,7}{3,7 \left[\frac{\text{ton}}{\text{dia}} \right]}} \\ &= 2,343 [\text{cP}] = 0,00243 [\text{Pa} * \text{s}] \end{aligned}$$

- Determinación de la concentración en volumen (Cv) de sólidos

$$\begin{aligned}
C_v &= \frac{V_{sólidos}}{V_{líquidos} + V_{sólidos} + V_{estabilizador}} * 100 & (A.3) \\
&= \frac{\frac{F_{sólidos}}{\rho_{sólidos}}}{V_{líquidos} + \frac{F_{sólidos}}{\rho_{sólidos}} + \frac{F_{estabilizador}}{\rho_{estabilizador}}} * 100 \\
&= \frac{\frac{0,5 \left[\frac{ton}{día} \right]}{3,82 \left[\frac{ton}{m^3} \right]}}{3,25 \left[\frac{m^3}{día} \right] + \frac{0,5 \left[\frac{ton}{día} \right]}{3,82 \left[\frac{ton}{m^3} \right]} + \frac{0,007 \left[\frac{ton}{día} \right]}{1,24 \left[\frac{ton}{m^3} \right]}} * 100 \\
&= 3.86\%
\end{aligned}$$

ANEXO B

Descripción de Normas Chilenas y Decretos que regulan la identificación, manejo y transporte para sustancias peligrosas:

- a) D.S. 594/99: Reglamento sobre condiciones sanitarias y ambientales básicas de los lugares de trabajo.

Debido a la necesidad de actualizar las disposiciones vigentes destinadas a velar porque en los lugares de trabajo existan condiciones sanitarias y ambientales que resguarden la salud y el bienestar de las personas que allí se desempeñan, incorporando los adelantos técnicos y científicos ocurridos.

- b) D.S. 148/03 Reglamento Sanitario sobre Manejo de Residuos Peligrosos.

Además se ha multiplicado la cantidad de residuos peligrosos de acuerdo al crecimiento económico. Se genera este reglamento para regular el proceso completo de manejo de residuos peligrosos, desde que se generan hasta que son eliminados.

- c) NCh 382 of. 98 “Sustancias peligrosas - Terminología y clasificación general”.

Esta norma forma parte de un conjunto, constituido también por las normas NCh2120/1 a NCh2120/9 que son complementarias, y presentan los listados de clasificación propias de estas sustancias. Además, establece una terminología y una clasificación general de las sustancias peligrosas; incluye, un listado general de las sustancias que se consideran peligrosas, con información respecto al riesgo que presentan, según su Clase. Esta norma se aplica por sí y como base de las normas chilenas NCh2120/1 a NCh2120/9, con la finalidad principal de propender a la seguridad personal, la seguridad colectiva y la de la propiedad.

- d) NCh 1411 of. 78 “Identificación de riesgos de materiales”.

Esta norma se estudió para unificar y uniformar la señalización referente a seguridad industrial, como medida para prevenir accidentes. Esta norma se aplica a las instalaciones en donde se fabrican, almacenan o usan materiales que presentan riesgos. No se aplica al transporte de productos peligrosos. Pretende entregar información básica

al personal que trabaja en dichas instalaciones o a aquellas personas que actúan en emergencias o en el combate de incendios. Además, proporciona un sistema de marcación o señal, para evaluar el riesgo existente en el local o zona. Esta norma es complementaria a las normas de señalización, NCh1411/1, NCh1411/2 y NCh1411/3.



Figura B.1 representación gráfica de aplicación norma 1411 of 78.

e) NCh 2190 of. 93 “Sustancias peligrosas – Marcas para información de riesgos”.

Esta norma establece los requisitos de los distintivos de seguridad con que se deben identificar los riesgos que presentan las sustancias peligrosas; incluyendo requisitos sobre las características de las marcas, etiquetas y rótulos, uso de ellos, excepciones en el uso y lugares en que se deben colocar.

f) NCh 2137 of. 92 “Sustancias peligrosas – Embalajes/envases – Terminología, clasificación y designación”.

Esta norma establece la terminología y la designación relativa al embalaje/envase que debe usarse para sustancias peligrosas. Se aplica a los embalajes o envases que se utilizan en las actividades de transporte, manipulación y almacenamiento de las sustancias peligrosas, así como en la fabricación de embalajes y envases.

g) NCh 2111 “Señales de seguridad”.

Esta norma especifica las señales de seguridad para su utilización en el campo de la protección y el combate de incendio. Su campo de aplicación se extiende tan ampliamente como sea posible (edificios, industrias, etc.) y s todas las situaciones en que sea necesario o deseable indicar públicamente la ubicación y la naturaleza de:

- i. Los medios de alarmas y controles manuales;
- ii. Las vías de escape o evacuación;
- iii. Los equipos de lucha contra el fuego;
- iv. Los dispositivos destinados a prevenir la propagación del fuego;
- v. Las zonas o los materiales que presentan alto riesgo de incendio.