



**Universidad de Chile**

**Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas**

**Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología**

**EVALUACION DE LA APLICACIÓN DE UN QUEMADOR DE LLAMA SUMERGIDA EN  
EL CALENTAMIENTO DE UN PROCESO DE BIOLIXIVIACIÓN DE MINERALES EN  
PILAS.**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL EN BIOTECNOLOGIA**

**OSVALDO ANDRES RODRIGUEZ CABEZAS**

**PROFESOR GUIA:**

**TOMAS VARGAS VALERO**

**MIEMBROS DE LA COMISION:**

**BLANCA ESCOBAR MIGUEL**

**FRANCISCO GRACIA CAROCA**

**SANTIAGO DE CHILE**

**JULIO 2011**

## Resumen

Este trabajo de título se enmarcó en el diseño de un calentador sumergido para en el calentamiento de soluciones con miras a evaluar su utilización para el riego de pilas de biolixiviación.

El primer objetivo de este trabajo fue diseñar, construir y poner en marcha un calentador de petróleo Diesel que trabaja en base a una llama sumergida. El segundo objetivo tiene relación con la caracterización del equipo, con el fin de encontrar la ecuación de diseño de éste, en particular, el coeficiente de transferencia de calor en las burbujas ( $h_{ja}$ ). El tercer objetivo tiene relación con la determinación del efecto de los desechos de combustión y el intenso calor que el quemador irradia sobre la solución, sobre la proliferación y actividad de las bacterias que están presentes en las soluciones de biolixiviación.

El equipo consistió en un contenedor de agua de 60[cm] de diámetro y 60[cm] de alto, en cuyo centro se encontraba el tubo de llama de 20[cm] de diámetro, sumergido 8[cm] en la solución acuosa. El quemador se ubica en la parte superior de este tubo. Para la evacuación del agua desde el tubo, se utilizó un compresor de aire que se fijó en 3[L/seg]. El equipo, por su parte, tiene la capacidad de operar con un flujo continuo de agua, además incorpora cinco termocuplas que miden la temperatura de los gases dentro del tubo de llama, en el borde de éste, en la chimenea, en el agua de entrada y de salida.

Para realizar pruebas, el equipo se operó con tres flujos continuos de agua 0,5; 1; 1,5 [L/min] donde se registró la temperatura en cada minuto por un periodo de 30 minutos. Se determinó el valor de  $h_{ja}$  para los tres flujos estudiados, obteniéndose valores similares en cada caso con un valor promedio de  $0,33 \pm 0,01$  [kW/(m<sup>3</sup>\*°C)]. Se registró una eficiencia máxima del calentador de un 74% y una mínima del 64% en contraste con una caldera que alcanza una eficiencia de 82,5%. No obstante, se demostró que se puede aumentar la eficiencia del quemador sumergido por sobre la de una caldera, a un 90%, si el tubo del quemador se sumerge hasta 12,1[cm].

Por otra parte, se determinó que el uso del quemador sumergido para calentar soluciones conteniendo bacterias lixiviantes resulta en un serio daño de su actividad. El calentamiento directo de una solución conteniendo  $4,8 \times 10^5$  redujo la población a  $2,1 \times 10^4$  bacterias/ml. El efecto más nocivo está relacionado con la incorporación de orgánicos residuales productos de la combustión del Diesel, que se refleja en un aumento del contenido de carbono orgánico de 1,25 a 17[mg/l]. Esta contaminación resultó en una completa inhibición de la actividad oxidativa bacteriana sobre el ión ferroso.

Los resultados de este estudio indican que el uso de un quemador sumergido de Diesel para el calentamiento de soluciones de biolixiviación, es atractivo por su buena eficiencia energética, pero se recomienda efectuar el calentamiento indirectamente a través de la generación de vapor de agua, de modo de minimizar la incorporación de orgánicos contaminantes en la solución lixiviante.

## Agradecimientos

Quiero agradecer encarecidamente a las dos personas que hicieron posible que yo me convirtiera en un ingeniero, a mis padres, Sergio Osvaldo Rodríguez Maggi y Olivia del Carmen Cabezas Uribe. A ellos, las gracias por darme la mejor educación, por esforzarse y por estar ahí cada día de mi vida, inculcándome siempre buenos valores y guiándome para ser una persona de bien.

En segundo lugar, quisiera agradecerle a mi hermano, Felipe Francisco Rodríguez Cabezas, por ser mi confidente, por estar siempre conmigo, en las buenas y en las malas, por contar siempre con él, para ayudarme en lo que fuera necesario. Hermanito, de verdad, muchas gracias.

A mi polola Rebecca Pujol Hermosilla, por ser un pilar importante en mi vida sentimental, por apoyarme y aconsejarme cuando las cosas no salían como esperaba. Gracias por siempre creer en mí.

A mis amigos: Carlos Aguilera, Luis Felipe Orellana, Diego Guiachetti, Felipe Zuñiga, Sebastián Juri y Sebastián Porras, por compartir conmigo estos años. Por las risas, las noches de estudio, las tallas en clases, los carretes en la terraza, por los asados, por los partidos de fútbol y así un sinfín de cosas, que hacen estos 6 años inolvidables. No puedo dejar fuera mis amigos de la infancia, Gerardo González, Cristian Espinoza, Gaspar Asuero, Ricardo Riederer y Javiera González, por los innumerables buenos momentos que me hicieron pasar.

A mis tutores en Codelco, Gino Slanzi y Pablo Albistur, por darme la oportunidad de realizar esta memoria en la empresa, por guiarme y por su gran calidad humana.

A mis profesores: Tomás Vargas, que gracias a su apoyo y consejos fue posible realizar esta memoria; Blanca Escobar por su apoyo técnico en la elaboración de gran parte de este proyecto. Mención aparte, a Raúl Córdova, persona que me colaboró cada vez que lo requerí y por la actitud de compromiso que tuvo siempre conmigo, sin él todo hubiera sido mucho más difícil.

Si se me olvidó nombrar a alguien, mis más sinceras disculpas, pero en general a todos les doy la más humilde de las gracias.

Osvaldo Rodríguez Cabezas – Julio 2011

# Índice de Contenidos

1	Introducción	1
1.1	Antecedentes Generales	1
1.1.1	La gran minería del cobre en Chile	1
1.1.2	La nueva forma de extraer cobre	1
1.1.3	Biolixiviación de cobre	3
1.2	Motivación	4
1.2.1	Efecto de la temperatura sobre los microorganismos	4
1.2.2	Pilas de biolixiviación	5
1.2.3	Calentamiento de solución de refinó	6
1.2.3.1	Caso Codelco Andina	6
2	Objetivos	7
2.1.1	Objetivo Principal	7
2.1.2	Objetivos Secundarios	7
2.2	Descripción del Proyecto	7
2.2.1	Calentador de solución de refinó	7
2.2.2	Calentamiento de una pila de biolixiviación.	8
2.3	Teoría de Combustión	9
2.3.1	Casos de combustión técnica	10
2.3.2	Reacción general	10
2.3.3	Combustión del Diesel	11
2.3.4	Atomizador	12
2.3.5	Quemador	13
2.3.6	Temperatura adiabática de llama	13
2.4	Tecnología de combustión sumergida	14
2.5	Transferencia de calor	15
2.5.1	Balance de calor	15
2.5.2	Ecuación de diseño del calentador	18
2.6	Efectos del proceso sobre bacterias biolixiviantes	19
2.6.1	Efecto de la temperatura	19
2.6.1.1	Efectos de los deshechos de combustión	20
3	Dimensionamiento del Equipo	21
3.1.1	Quemador Diesel	21
3.1.1.1	Primer prototipo	21

3.1.1.2	Segundo prototipo	21
3.1.2	Tubo de llama	22
3.1.3	Tamaño del contenedor de agua y entrada de ésta	23
3.1.4	Configuración final.	24
3.1.5	Eficiencia	25
3.1.5.1	Eficiencia de transferencia de calor al agua	25
3.1.5.2	Eficiencia en comparación a una caldera	25
4	Resultados	26
4.1	Pruebas sobre los quemadores	26
4.1.1	Quemador de fluido auxiliar	26
4.1.2	Quemador con bomba de combustible	27
4.2	Diseño calentador	27
4.3	Pruebas del calentador	28
4.3.1	Variación de la temperatura del agua	28
4.3.2	Determinación del coeficiente de transferencia de calor $h_1a$	38
4.3.3	Eficiencia en la transferencia de calor	39
4.3.4	Pruebas del calentador sobre la actividad microbiana	40
4.3.4.1	Grado de contaminación del agua	40
4.3.4.2	Análisis del COT Carbono Orgánico Total	42
4.3.5	Efecto del calor y los desechos de combustión.	42
5	Discusión	46
5.1	Evaluación Técnica	46
5.1.1	Aspectos operacionales	46
5.1.2	Transferencia de calor	47
5.1.3	Eficiencia	48
5.1.4	Efecto en microorganismos	49
6	Conclusiones	51
7	Recomendaciones	52
8	Bibliografía	53
9	Anexos	55
9.1	Datos utilizados en los cálculos	55
9.2	Pruebas prototipo 1	55
9.3	Pruebas en el calentador.	57
9.4	Temperaturas obtenidas	60
9.5	Valores de $h_1a$	63

## Índice de Tablas

Tabla 1 “Propiedades típicas del Diesel comercial”	12
Tabla 2 “Eficiencia del calor transferido del combustible en función del flujo de agua”	39
Tabla 3 “Fracción del calor recibido por el agua y para la generación de vapor”	39
Tabla 4 “Resultados del análisis del COT”	42
Tabla 5 “Recuento de bacterias por Tinción con DAPI”	44

## Índice de Figuras

Figura 1 “Construcción de una pila”	2
Figura 2 “Efecto de la temperatura en la oxidación de fierro”	4
Figura 3 “Esquema de biolixiviación”	5
Figura 4 “Calentador”	8
Figura 5 “Esquema del proceso de biolixiviación”	8
Figura 6 “Gráfico obtenido que demuestra que a una profundidad de 7,5[cm] se obtiene una máxima evaporación”	14
Figura 7 “Esquema de la transferencia de calor en el equipo”	16
Figura 8 “Quemador Diesel que utilizaba un fluido auxiliar para la atomización”	21
Figura 9 “Quemador RIELLO”	22
Figura 10 “Tubo de llama”	23
Figura 11 “Calentador de agua, construcción final, vista frontal”	24
Figura 12 “Calentador de agua, construcción final, vista lateral”	24
Figura 13 “Quemador en orientación horizontal”	26
Figura 14 “Quemador en orientación horizontal”	26
Figura 15 “Quemador RIELLO encendido”	27
Figura 16 “Muestras de los cultivos”	41
Figura 17 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta partículas en suspensión de la solución en $t_0$ . Se observan 2-3 bacterias en el campo”	43
Figura 18 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta partículas en suspensión de la solución en $t_f$ , filtrada. Se observan bacterias en el campo.”	43
Figura 19 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta las bacterias aglomeradas teñidas con DAPI en una zona del filtro. $t_0$ ”	44
Figura 20 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta las bacterias aglomeradas teñidas con DAPI en una zona del filtro. $t_f$ ”	44
Figura 21 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta células de <i>At. thiooxidans</i> teñidas con CARD-FISH en la muestra $t_0$ ”	45
Figura 22 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta células de <i>Leptospirillum ferrooxidans</i> teñidas con CARD-FISH en la muestra $t_f$ ”	45
Figura 23 “Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta las bacterias aglomeradas teñidas con DAPI en una zona del filtro. $t_0$ ”	45
Figura 24 “Parte interna del quemador, por el centro circula el Diesel y por fuera en forma de remolino el aire”	55

Figura 25 “Llama encendida por un 1 minuto dentro del tubo y con la punta del quemador a 5[cm] de la parte final del tubo”	56
Figura 26 “Llama encendida por un corto periodo de tiempo dentro del tubo y con la punta del quemador a 70[cm] de la parte final del tubo”	56
Figura 27 “Llama encendida en forma horizontal sin tubo de llama, donde se puede apreciar la atomización del combustible”	57
Figura 28 “Llama sumergida dentro del calentador, se pueden apreciar impurezas en el líquido”	57
Figura 29 “Tubo de llama al rojo vivo”	58
Figura 30 “Termocuplas conectadas a los termómetros registrando datos en pruebas preliminares	58
Figura 31 “Vapor emanando del agua caliente que sale del proceso”	59

## Índice de Gráficos

Gráfico 1 “Variación de la temperatura de los gases en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min]”	29
Gráfico 2 “Variación de la temperatura del vapor en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min]”	29
Gráfico 3 “Variación de la temperatura de la pared del tubo en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min]”	30
Gráfico 4 “Variación de la temperatura de agua en la entrada en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min]”	30
Gráfico 5 “Variación de la temperatura de agua en la salida en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min]”	31
Gráfico 6 “Variación de la temperatura del sistema en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min]”	31
Gráfico 7 “Variación de la temperatura de los gases en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min]”	32
Gráfico 8 “Variación de la temperatura del vapor en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min]”	32
Gráfico 9 “Variación de la temperatura de la pared del tubo en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min]”	33
Gráfico 10 “Variación de la temperatura de agua en la entrada en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min]”	33
Gráfico 11 “Variación de la temperatura de agua en la salida en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min]”	34
Gráfico 12 “Variación de la temperatura del sistema en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min]”	34
Gráfico 13 “Variación de la temperatura de los gases en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min]”	35
Gráfico 14 “Variación de la temperatura del vapor en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min]”	35
Gráfico 15 “Variación de la temperatura de la pared del tubo en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5[L/min]”	36
Gráfico 16 “Variación de la temperatura de agua en la entrada en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min]”	36

Gráfico 17 “Variación de la temperatura de agua en la salida en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min]”	37
Gráfico 18 “Variación de la temperatura del sistema en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min]”	37
Gráfico 19 “Potencial Redox de las distintas muestras a lo largo del tiempo”	41

# 1 Introducción

## 1.1 Antecedentes Generales

### 1.1.1 La gran minería del cobre en Chile

Desde la Nacionalización del cobre en 1971, Chile se ha convertido en uno de los principales productores de cobre del mundo, incluso superando a Estados Unidos como principal exportador mundial del metal rojo, con una producción anual equivalente al 36% de la producción mundial [1]. Incluso posee las mayores reservas de este metal (26%) y sus costos de producción en general, se encuentran por debajo del costo promedio de producción en el mundo [2]. Este avance que ha tenido la gran minería de cobre presume políticas de optimización de recursos y el incentivo del ingreso de nuevos capitales para favorecer proyectos que incluyen nuevas tecnologías y proporcionen una mayor capacidad de producción.

La pirometalurgia es el proceso tradicional para extraer cobre desde minerales sulfurados. Sin embargo, para estos minerales, hoy en día también es usado el tratamiento biohidrometalúrgico que comprende una etapa de lixiviación, donde se utiliza principalmente ácido sulfúrico, luego una de extracción por solvente o más conocida como proceso SX, para terminar con la electro-obtención para obtener cátodos de cobre. Este proceso permite evitar la fase de fundición para producir cobre refinado, lo que pareciera ser una tendencia mundial, puesto que en cada año se estima que la producción de estos cátodos aumenta en un 2,6% registrándose en el 2005 una producción de 2.810.000 toneladas [3].

### 1.1.2 La nueva forma de extraer cobre

La biolixiviación de cobre es una de las ramas de la hidrometalurgia que comprende el procesamiento de minerales sulfurados tanto de alta ley como de baja ley. Sin embargo, hoy en día es utilizada principalmente para la extracción de cobre de minerales de baja ley que provienen directamente desde la mina sin chancar y aglomerar, es decir, ROM (run of mine), los que posteriormente son amontonados en pilas para ser irrigados con una solución ácida. El enfoque actual de la minería es tratar de extraer el cobre presente en la calcopirita, por lo que este tipo de técnicas se ha vuelto importantísima en el último tiempo. Lo anterior adquiere aun más importancia, si se piensa que año a año aumenta la cantidad de toneladas de lo que antes se consideraba desechos mineros de baja ley. Hoy, estos se utilizan como materia prima para obtener el cobre desde las pilas de biolixiviación, debido que el costo de chancado, molienda y flotación no se justifica en este tipo de minerales.

La biolixiviación puede desarrollarse en pilas, en botadores o in situ, siendo las dos primeras las más utilizadas debido a su capacidad de procesar grandes cantidades de material y por su bajo costo de operación.

El proceso en sí, consta de una irrigación por la parte superior de la pila o botadero de una solución ácida, que contiene metales en baja concentración y ácido sulfúrico a una temperatura adecuada para cada tipo de mineral. En la parte inferior, se colecta una solución que ya ha pasado a lo largo de este y que contiene una concentración de cobre mucho más elevada que la inicial, pero se encuentra en presencia de otros metales que no son deseados por el proceso. A esta solución se le llama PLS (pregnant leaching solution).

Los múltiples beneficios que esta técnica de extracción de cobre presenta, han llevado a que la gran minería del cobre apueste a la biolixiviación. Entre las mejoras que presenta este proceso se destacan: los bajos costos de operación; la baja contaminación que genera en contraste con el proceso pirometalúrgico convencional; no se requiere transportar el mineral de baja ley a lugares muy alejados, ya que generalmente las pilas se encuentran en la misma mina; y quizá la mayor ventaja es que se aprovechan recursos mineros que antes se acumulaban como desechos. El tiempo de operación varía según la recuperación que se quiera alcanzar, lo que van de un periodo de sólo meses, a periodos más largos de alrededor de 4 o 5 años.

El mineral destinado a las pilas de biolixiviación debe primero pasar por un proceso de chancado y por clarificadores para garantizar que la granulometría de la roca sea lo más uniforme posible. El proceso de construcción de una pila se puede apreciar en la Figura 1.



**Figura 1: Construcción de una pila [6]**

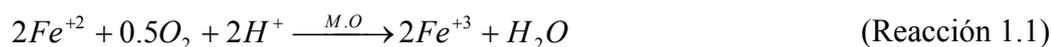
### 1.1.3 Biolixiviación de cobre

La lixiviación como tal, se define como la separación o disolución de un material contenido en una fuente sólida (mineral en este caso) mediante el contacto con un solvente [4,5]. Para la lixiviación de cobre se utiliza como solvente típicamente el ácido sulfúrico.

Por su parte, la biolixiviación de cobre es un proceso llevado a cabo por microorganismos entre los que se encuentran:

- a) *Acidithiobacillus ferrooxidans*
- b) *Leptospirillum ferrooxidans*
- c) *Acidithiobacillus thiooxidans*
- d) *Metallogenium*
- e) *Acidianus spp.*
- f) *Sulfolobus spp.*

Las reacciones más importantes que se llevan a cabo en una pila son las que se presentan a continuación.



La reacción 1.1 es una de las más importantes y es la base del proceso, puesto que es realizada por microorganismos que son capaces de utilizar el ion ferroso y convertirlo en el ion férrico, utilizando ese electrón para su metabolismo, con lo que a su vez regeneran el férrico consumido en la reacción 1.2. Este es el que produce la lixiviación del mineral de interés. Por su parte la reacción 1.3 hace alusión a la generación de ácido dentro de la pila la cual también es catalizada por microorganismos.

En realidad, las reacciones que ocurren dentro de una pila de biolixiviación son variadas, pero éstas tres presentadas anteriormente, permiten explicar de manera simple la lixiviación de cobre que sale como PLS en la base de la pila.

## 1.2 Motivación

### 1.2.1 Efecto de la temperatura sobre los microorganismos

Dada la diversidad de microorganismos que se encuentran en una pila de biolixiviación [11] la temperatura de operación se hace fundamental, puesto que el metabolismo de estos microorganismos se realiza bajo ciertas condiciones de temperatura, pH, entre otros. Estos se pueden clasificar en tres categorías en función de la temperatura óptima metabólica, los mesófilos que operan en el rango de 20 y 40°C, los termófilos moderados que operan entre 40 y 60° y los termófilos extremos que operan entre 60 y 80°C [11].

La temperatura tiene directa incidencia en la tasa de crecimiento de los microorganismos y por ende en la actividad que presentan en las pilas. Es decir, si la temperatura aumenta inactivará algunas especies y potenciará a otras. Esto lo muestra la Figura 2 [12].

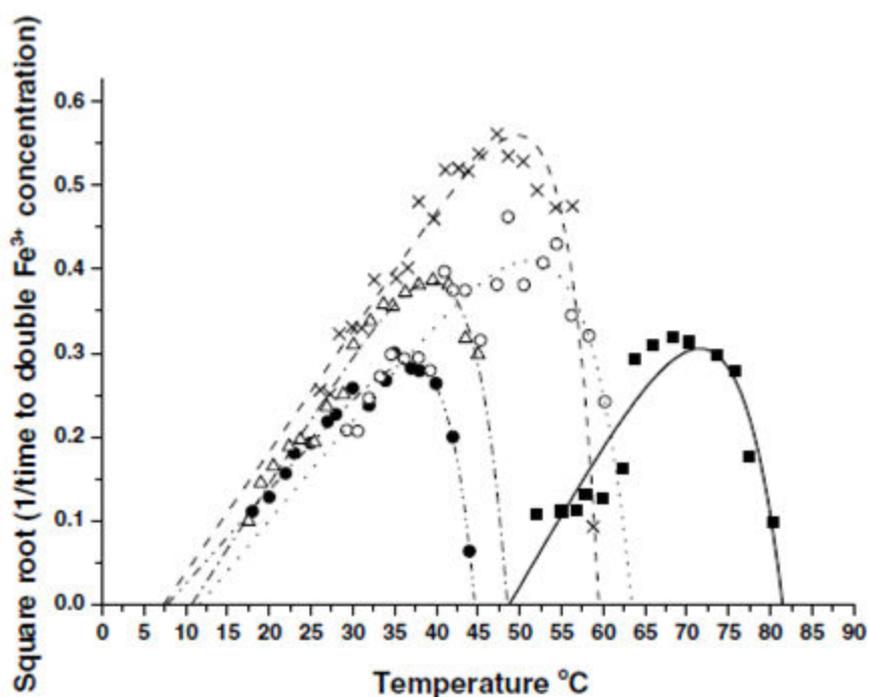


Figura 2: Efecto de la temperatura en la oxidación de hierro para un rango común de organismos biolixivantes. *Leptospirillum ferrooxidans* (●), *Leptospirillum ferriphilum* (Δ), *Acidimicrobium ferrooxidans* (X), *Sulfobacillus thermosulfidooxidans* (O), *Acidianus brierleyi* (■) [12]

La Figura 2 muestra que existe una temperatura óptima de operación para cada microorganismo. Sin embargo, se debe tener en cuenta el mineral que se quiere biolixiviar. Lo anterior, debido a que desde el punto de vista de la cinética de lixiviación del mineral, conviene tener la temperatura más alta posible en la pila para obtener una recuperación mayor. En el caso, de que no existieran bacterias resistentes a altas temperaturas, éstas se podrían inocular, con el objeto de poblar la pila con estos microorganismos.

### 1.2.2 Pilas de biolixiviación

Una pila de biolixiviación es un apilamiento de mineral chancado y aglomerado para extraer el cobre presente en la roca en base al riego de una solución ácida que permite establecer el pH necesario para que las bacterias puedan vivir en sus condiciones óptimas. A su vez, este riego debe tener una temperatura específica que depende de las especies microbiológicas y de las especies mineralógicas presentes en la pila. Estas pilas alcanzan alturas de hasta 20 metros y más, la superficie utilizada depende de la envergadura del proyecto y pueden alcanzar hasta 50 hectáreas [5]. La Figura 3 muestra el esquema básico de los que es la biolixiviación del mineral en pila.

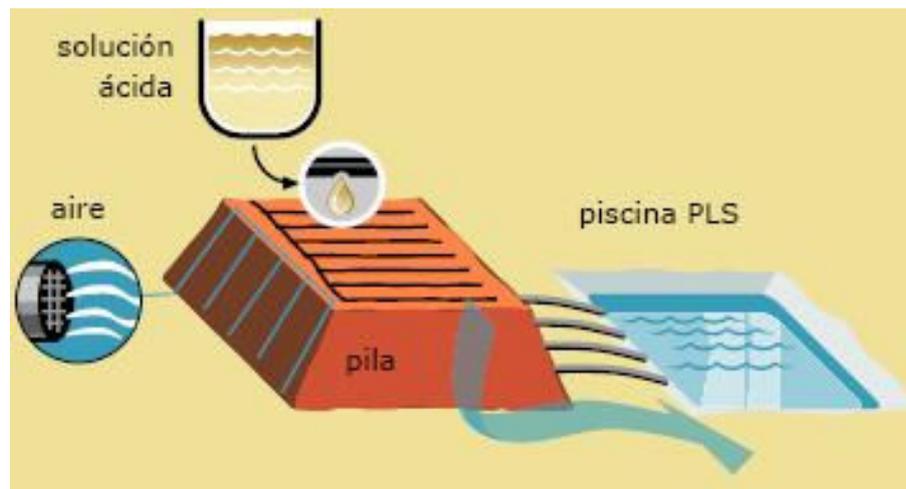


Figura 3: Esquema de biolixiviación [13]

La Figura 3 muestra que las pilas deben airearse para proveer a los microorganismos de  $\text{CO}_2$  y de  $\text{O}_2$ , compuestos indispensables para su crecimiento y para la oxidación de los minerales. Dada la gran magnitud de estas pilas se hace imposible mantener una temperatura adecuada en toda ella, la cual depende también de las condiciones ambientales, por lo que es probable que no toda la pila esté en contacto con la temperatura adecuada.

### 1.2.3 Calentamiento de solución de refino

#### 1.2.3.1 Caso Codelco Andina

En la División Andina de Codelco desde hace algunos años se comenzó a utilizar la biolixiviación en pilas para extraer el cobre contenido en los minerales considerados de baja ley.

El proceso de biolixiviación que utilizan comprende la recolección de una solución la cual contiene cobre y otros metales provenientes de las pilas o de las columnas de biolixiviación llamada PLS. Luego se somete a una extracción por solvente (proceso SX) la que separa el cobre disuelto de las impurezas contenidas en el PLS. Posteriormente la solución rica en cobre es sometida a un proceso de electro-obtención, donde se producen los cátodos de cobre. El refinado, que contiene sulfato y fierro entre otros metales, que se obtiene del proceso SX, es recirculado a las pilas, previo calentamiento hasta alcanzar una temperatura cercana a los 35°C.

En las pilas, este calentamiento de la solución se realiza mediante un intercambiador de placas, calentadas eléctricamente, por el cual pasa la solución a calentar (solución biolixivante o de refino). Una de las desventajas más evidentes de este procedimiento, es que al utilizar este intercambiador se pierde calor debido a la disipación, por lo que es necesaria una mayor cantidad de energía para calentar la solución a la temperatura requerida. Además, un aspecto no menor, es el consumo eléctrico asociado a la utilización de estos intercambiadores, el cual es factor a considerar en los reportes de rentabilidad del proceso.

Lo anterior, toma más importancia si se considera el constante incremento de los costos en la energía eléctrica que posee Codelco División Andina (DAND). Proyecciones de la empresa muestran que este insumo aumentará en un porcentaje importante en los próximos años [14], produciéndose un aumento en los costos de operación asociados al consumo de este tipo de energía, en particular, del calentamiento de la solución biolixivante.

Como la transferencia de calor se produce en un intercambiador de placas, ésta depende del área de transferencia en contacto con la solución a calentar. Por ende, una gran cantidad de área es necesaria para el calentamiento de las pilas de biolixiviación, lo que sin lugar a duda presenta un problema de espacio y de eficiencia relacionada con este factor. Lo que se traduce en un posible cambio de este sistema por otro, que sea más efectivo en la transferencia de calor y que por supuesto, no utilice energía eléctrica para su funcionamiento.

Todo esto, ha llevado a la búsqueda de un sistema de calentamiento alternativo de soluciones que no utilice energía eléctrica. El calentamiento mediante combustión sumergida es un proceso atractivo en principio, dado que evita la incorporación de placas y tubos que se pueden corroer con las soluciones lixiviantes.

## 2 Objetivos

### 2.1.1 Objetivo Principal

- 1) Evaluar preliminarmente la aplicación de un quemador de llama sumergida en el calentamiento de un proceso de biolixiviación en pilas.

### 2.1.2 Objetivos Secundarios

- 1) Diseño, construcción y puesta a punto de un quemador sumergido a escala banco.
- 2) Caracterización experimental de este equipo para definir la ecuación de diseño que determina la velocidad y eficiencia del proceso de transferencia de calor en este equipo
- 3) Evaluación de la influencia del uso del quemador sumergido sobre el crecimiento y la actividad oxidativa de los microorganismos lixiviantes presentes en la solución.

## 2.2 Descripción del Proyecto

De acuerdo a lo expresado en el punto anterior, surge la pregunta, ¿Cómo calentar la solución de refino eficientemente y además generar vapor que sea capaz de ser inyectado en la base de la pila para mantener homogénea la temperatura dentro de ella?

Es probable que existan respuestas de distinta índole para esta pregunta. La alternativa que se eligió para responder esta interrogante posee múltiples beneficios, no sólo desde el ámbito técnico, sino que también del económico y medio ambiental.

### 2.2.1 Calentador de solución de refino

El proyecto consiste, como se ha introducido anteriormente, en cambiar el proceso de calentamiento mediante la construcción de un intercambiador de calor industrial muy similar al de la Figura 4, el cual calienta las soluciones de forma directa. Por el lado izquierdo, se bombea el aire comprimido que se introduce en la cámara, evacuando el agua contenida en ésta para dejar libre el espacio para la llama. Luego se produce la combustión gracias a una chispa donde casi la totalidad del calor producido por la combustión es aprovechado para calentar la solución, es decir, se produce en dos etapas. La primera consta del ingreso del aire para evacuar el líquido de la cámara de combustión (no hay llama), para luego encender la llama. El aire comprimido debe seguir entrando para que el agua no se devuelva por la cámara.



Figura 4: Calentador

La idea es evaluar la capacidad de este tipo de intercambiadores de calor para subir la temperatura de la solución que va hacia la pila y a su vez, la capacidad de producir vapor y aprovechar el calor latente de vaporización para ser inyectado en la base de las pilas de biolixiviación, para así mantener una temperatura adecuada dentro de ella. A continuación se muestra un esquema para su comprensión.

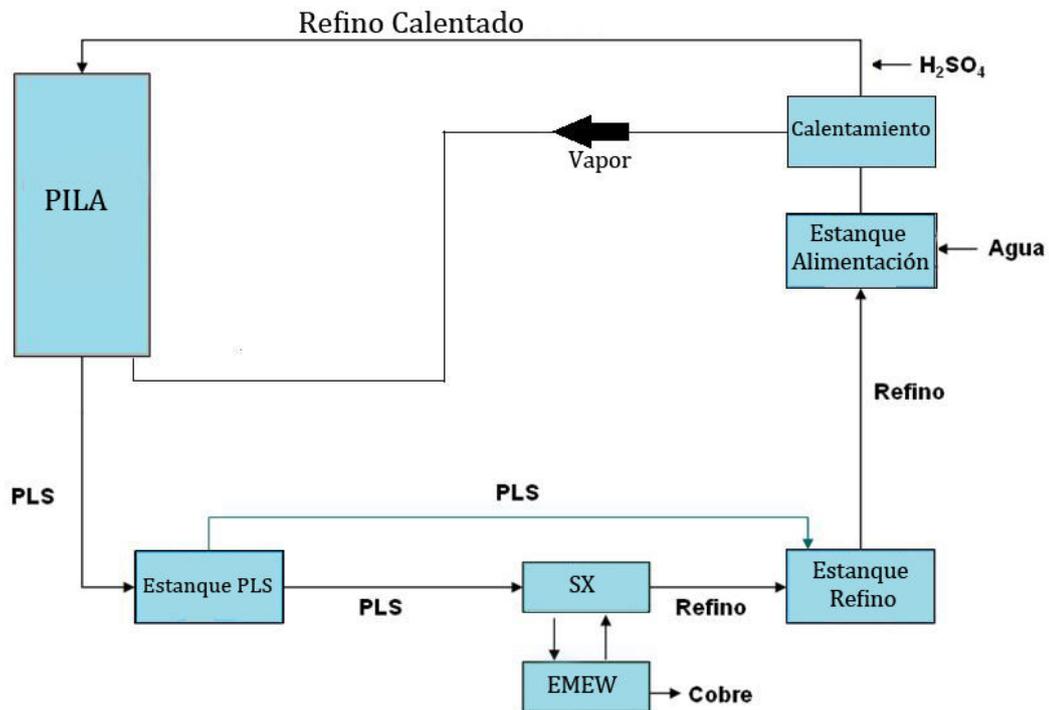


Figura 5: Esquema del proceso de biolixiviación.

### 2.2.2 Calentamiento de una pila de biolixiviación.

La Figura 5 muestra que es posible inyectar los gases calientes producidos en el proceso de calentamiento, vapor principalmente, en las pilas de biolixiviación, ya que se sabe que a mayor temperatura se favorece la biolixiviación en la pila [12]. Por lo tanto, es de vital importancia tratar de mantener una temperatura constante dentro de ella, en otras palabras, tratar de homogeneizar la temperatura dentro de la pila.

Desde el punto de vista práctico, resulta muy cómodo inyectar este vapor generado en el calentador por la base, ya que se aprovecha el sistema de aireación que posee la gran mayoría de las pilas.

Por lo tanto, no sólo se tienen beneficios por el aumento en la eficiencia de calentamiento de la solución, sino que también se tiene un beneficio anexo que implica la generación de vapor que puede ser transportado a las pilas, y así aumentar la recuperación de cobre.

## 2.3 Teoría de Combustión

La combustión consiste en una reacción química de oxidación en la que elementos del combustible, principalmente carbono (C), hidrógeno (H), y azufre (S), se combinan con oxígeno. La reacción se verifica con un gran desprendimiento de energía, en forma de calor y luz [17].

La combustión puede llevarse a cabo directamente con el oxígeno o con una mezcla de sustancias que contengan oxígeno (típicamente aire) que se denomina comburente. El aire es el comburente más usual.

Si se supone que la combustión se realiza con aire, la reacción química que se debe plantear es la del proceso por el cual el combustible reacciona con el aire para formar los productos correspondientes, es decir.



La reacción química entre el combustible y el oxígeno origina sustancias gaseosas. Los productos más comunes son CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. A los productos de una reacción de combustión se les denomina gases de combustión.

Es importante hacer notar que el combustible solo reacciona con el oxígeno del aire. La composición del aire es de 20.99% de O<sub>2</sub>, 78.03% de N<sub>2</sub>, 0.94% de Ar, 0.03% de CO<sub>2</sub> y 0.01% de H<sub>2</sub>. Debido a que ni el N<sub>2</sub> ni el Ar reaccionan durante la combustión, se les suele agrupar considerando que el aire está formado por 21% de O<sub>2</sub> y 79% de N<sub>2</sub>. En términos simplificados se puede decir que el N<sub>2</sub> pasará íntegramente a los gases de combustión.

Se puede dar el caso de que el combustible esté formado por una mezcla de sustancias entre las cuales hay una o más que no reaccionan con el O<sub>2</sub>, en este caso, se habla de sustancias inertes y éstas también pasaran en forma completa a los gases de combustión.

Otro caso en que parte de algún reactivo pasa al producto, es cuando hay mas aire del que se necesita para la combustión (reacción con exceso de aire); el O<sub>2</sub> que no se utiliza en la reacción y formara parte de los gases de combustión. Se habla entonces de reacciones con exceso de aire.

Finalmente, es importante indicar que los gases de combustión pueden contener parte del combustible que no haya reaccionado y sustancias con un grado de oxidación incompleto, como el

CO. Cuando el  $O_2$  que se necesita para la reacción no es suficiente, se habla de reacciones con defecto de aire.

### 2.3.1 Casos de combustión técnica

La combustión de hidrocarburos en aire involucra centenares de reacciones químicas elementales y decenas de especies químicas [20]. El cálculo de tales problemas está fuera del alcance del ingeniero de diseño o de operación de una planta térmica, por lo que se plantean casos simplificados de combustión denominada técnica, basados en el análisis de la reacción de un solo paso como en la reacción 1.4.

Considerando la riqueza de la mezcla se presentan tres casos:

1. Combustión con exceso de combustible (combustión rica).
2. Combustión estequiométrica.
3. Combustión con exceso de aire (combustión pobre).

Los productos de la combustión de los hidrocarburos en el aire se denominan genéricamente gases de combustión, y están constituidos mayoritariamente por dióxido de carbono, agua y el nitrógeno del aire. También es posible encontrar  $SO_2$ ,  $SO_3$ , NO,  $NO_2$ ,  $N_2O$  dependiendo de la temperatura de trabajo. En los casos de combustión rica o pobre aparecerán también entre los productos de combustión, el combustible (rica) o el aire (pobre) que haya en exceso [24].

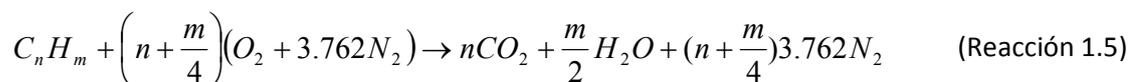
Estos casos, en lo que sólo aparecen las especies mencionadas, se denominan de combustión completa. Como se menciona más arriba, se forman en la combustión muchas otras especies, y ocasionalmente algunas de ellas aparecen entre los productos, esos son casos de combustión incompleta. En el análisis técnico se analizan solamente dos casos que son de interés económico y ambiental de acuerdo a:

1. Los gases de combustión contienen monóxido de carbono CO (combustión de Ostwald)
2. Los gases de combustión contienen CO e hidrógeno molecular (combustión de Kissel)

Ambos casos pueden presentarse para distintos valores de riqueza de mezcla.

### 2.3.2 Reacción general

Para el hidrocarburo de composición general  $C_nH_m$  la reacción de combustión completa estequiométrica se escribe de la siguiente manera:



### 2.3.3 Combustión del Diesel

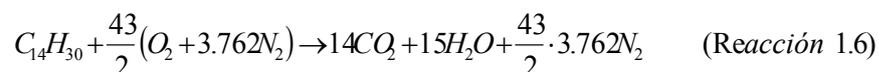
La combustión comienza por los componentes más ligeros, que se vaporizan tan pronto como las gotas de combustible salen del atomizador y entran en la zona de combustión. El residuo pesado que queda, sufre una pirólisis debido a la alta temperatura de la combustión, causando la formación de humo. Una atomización insuficiente del combustible resulta en un goteo de combustible que no se quema. El carbón residual o coque que queda tras la pirolisis, es arrastrado al exterior en forma de partículas sólidas. Idealmente, la materia carbonosa debería quemarse completamente con objeto de reducir al mínimo posible las partículas sólidas arrastradas por los gases de combustión [17].

Para que la combustión se lleve a cabo lo más eficientemente posible hay que tener en cuenta los siguientes puntos.

1. Se necesita preparar el combustible para su combustión; en este caso hay atomizarlo previamente.
2. Se requiere asociar el combustible y el aire en las proporciones adecuadas, en el momento y a la temperatura correcta para el encendido y la combustión.
3. Se debe procurar mantener una cantidad suficiente de calor en la zona de combustión, con el objeto de mantener una temperatura que me permita una adecuada vaporización del combustible.

Para este trabajo se utilizará petróleo Diesel Nº2 (comercial) el cual está compuesto por hidrocarburos de entre 11 a 18 átomos de carbono, por lo que se asumió un número promedio de una molécula de 14 átomos de carbono. De acuerdo a esto el poder calorífico de 1 [kg] de Diesel será de 45000[kJ] [22].

La reacción general de combustión completa se realiza según la reacción 1.5.



En la siguiente tabla se presentan propiedades importantes del Diesel.

**Tabla 1: "Propiedades típicas del Diesel comercial"**

Propiedad	Requisito	Unidad
Densidad a 15 °C	máx 850	kg/m <sup>3</sup>
	mín 820	kg/m <sup>3</sup>
Punto de Inflamación	mín 52 (126)	°C (°F)
Punto de Escurrimiento	máx -1 (30)	°C (°F)
Punto obstrucción filtro en frío	Informar	°C (°F)
Agua y Sedimento	máx 0,10	% (v/v)
Destilación: 90% Recuperado	máx 338 (640)	°C (°F)
	mín 282 (540)	°C (°F)
Azufre	máx 50	ppm
Corrosión lámina de Cobre	máx 2	N°
Número de Cetano	mín 50	N°
Cenizas	máx 0,01	% (m/m)
Carbón Residual (Ramsbottom)	máx 0,21	% (m/m)
Viscosidad a 40 °C	máx 4,1	mm <sup>2</sup> /s
	mín 1,9	mm <sup>2</sup> /s
Aromáticos Totales	máx 35	% (v/v)
Aromáticos Policíclicos	máx 5	% (v/v)
Nitrógeno	máx 170	ppm
Índice Lubricidad	máx 460	micrones

Fuente: <[http://www.enap.cl/comercial\\_relations/especificaciones\\_de\\_productos\\_e.php](http://www.enap.cl/comercial_relations/especificaciones_de_productos_e.php)>

#### 2.3.4 Atomizador

El atomizador del quemador es de vital importancia en este tipo de equipos, así como también el tamaño de la llama y su estabilidad. El atomizador permite que el combustible se separe en pequeñas gotas, lo cual es imprescindible en combustibles líquidos, para favorecer la combustión de éste. Existen varios tipos de atomizadores pero los más comunes son [17]:

- Atomizador de chorro a presión: El combustible se atomiza a consecuencia únicamente de la alta presión a la que es expulsado por la boquilla de la caña.
- Atomizador de retorno lateral: La atomización se consigue fragmentando la película del combustible en gotas por fuerza centrifuga.
- Atomizador de dos fluidos. El combustible se atomiza usando un segundo fluido (vapor o aire) a alta presión para romper el petróleo en gotita.

### 2.3.5 Quemador

Los quemadores son equipos de alta complejidad diseñados para generar energía para distintos procesos mediante complejos sistemas de control automático de encendido y control de operación. Sus usos van desde calefacción y secado a llama directa, producción de vapor, hasta procesos químicos como la calcinación o la tostación, combustión de gases residuales, etc. Los tipos de combustibles que utilizan, pueden ser sólidos (ej. carbón pulverizado, chips de aserrín), gaseosos (ej. gas natural, gas licuado) o líquidos (ej. petróleo, fuel oil) produciendo calor, en la mayoría de los casos, mediante una llama [24].

Para el caso de la calefacción, los quemadores se utilizan para poder combustionar distintos combustibles y poder calentar agua generalmente en calderas con el fin de poder proveer de agua caliente o vapor al recinto en donde esté conectado dicho quemador.

Los quemadores que se utilizan tienen gran versatilidad, es decir, son capaces de quemar distintos tipos de combustibles. Típicamente se utiliza gas natural, petróleo o chips de aserrín que en algunos casos, los quemadores pueden quemar simultáneamente en caso de ser necesario.

Por otra parte, el diseño del quemador debe considerar obligadamente, el aporte de oxígeno a la combustión, esto se logra mediante la incorporación de aire en la reacción. Generalmente se utiliza aire comprimido o aire proporcionado por un ventilador, que salen en la misma dirección del gas o líquido a combustionar.

### 2.3.6 Temperatura adiabática de llama

La temperatura alcanzada por la llama cuando se quema un combustible en aire u oxígeno sin ganancia o pérdida de calor, se denomina temperatura teórica de llama. Se considera el supuesto de que no se realiza ningún trabajo mecánico y que los únicos términos de energía que intervienen son la energía interna y el trabajo del fluido.

La máxima temperatura adiabática de llama se alcanza cuando se quema el combustible con la cantidad estequiométrica de oxígeno puro. La máxima temperatura adiabática de llama en aire corresponde a la combustión con la cantidad de aire teóricamente necesaria y es mucho menor que la máxima temperatura de llama en oxígeno puro, debido a que se utiliza parte del calor del combustible en calentar el nitrógeno que ingresa con el aire. Por la necesidad de emplear un exceso de aire para asegurar combustión completa, las temperaturas de llama adiabáticas de las combustiones reales son siempre menores.

La temperatura adiabática de llama en combustión completa, siempre es mayor que la que se puede obtener por la combustión real bajo las mismas condiciones iniciales, siempre hay pérdida de calor de la llama. La conversión parcial de estas reacciones se obtienen estableciendo condiciones definidas de equilibrio entre los productos y los reactivos. Por ejemplo, a altas temperaturas se establece un equilibrio entre el monóxido de carbono, dióxido de carbono y oxígeno, que corresponde a proporciones definidas de estos tres gases. La combustión del monóxido de carbono tendrá lugar sólo hasta el grado de conversión que dé una mezcla de gases en proporciones que

corresponde a condiciones de equilibrio. Además, la presencia de radicales libres y elementos debe incluirse en el cálculo de calores de reacción y de contenidos energéticos.

## 2.4 Tecnología de combustión sumergida

Este es un proceso de calentamiento mediante la combustión en un quemador diseñado especialmente bajo la superficie del líquido a calentar. El calor producido por la combustión es en su mayoría calor sensible presente en los gases de combustión. Las burbujas de gas salen del quemador directamente dentro del líquido y el calor es transferido desde el gas al líquido casi instantáneamente. Los gases son enfriados y el líquido calentado, por lo tanto, cuando los gases de combustión suban a la superficie, estos estarán prácticamente a la misma temperatura del líquido [15]. Por lo tanto, se tiene una alta eficiencia en la transferencia de calor. Esta tecnología también es utilizada para evaporar líquidos, en especial agua, con el fin de desalinizarla o concentrar algunos compuestos corrosivos que posea [16].

El material de construcción del estanque que contiene el líquido y del tubo por donde se produce la llama, debe ser de un metal resistente a las altas temperaturas de combustión, y por lo general se utiliza acero inoxidable.

El vapor generado se envía a un estanque auxiliar para su posterior uso. Cabe señalar que para la presente memoria la eficiencia no va sólo enfocada en la capacidad de calentamiento del líquido o sólo en su evaporación, sino que en la de ambos, ya que la generación de vapor es beneficiosa para el proceso así como también el calentamiento de la solución.

Para el caso de la profundidad del tubo que permite un incremento de la eficiencia del proceso, desde el punto de vista de la evaporación del agua, se han obtenido resultados que indicaron que al sumergir el tubo de llama desde 7,5[cm] se obtiene la misma cantidad de vapor de agua que tenerlo sumergido a 10[cm], el cual fue el rango máximo estudiado [18].

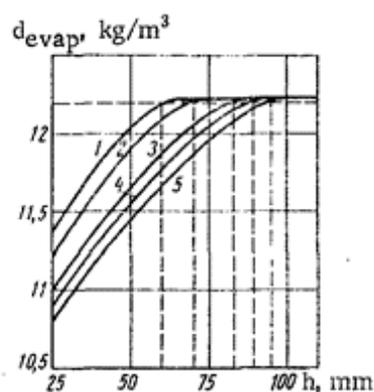


Figura 6: Gráfico obtenido que demuestra que a una profundidad de 7,5[cm] se obtiene una máxima evaporación.

Incluso con esta profundidad se llegó a rangos de valores del coeficiente de transferencia de calor de 1500-10000[Kcal/m<sup>3</sup>°C]. Por lo tanto, en el presente proyecto se espera que se obtengan valores similares.

## 2.5 Transferencia de calor

Del estudio de la termodinámica se sabe que el calor es energía en tránsito, que tiene lugar como resultado de las interacciones entre un sistema y sus alrededores, debido a una diferencia de temperatura [19].

Se deduce que el aire al ser bombeado fuera de la cámara de combustión, proporcionará un aumento en las burbujas que estarán en contacto con el líquido. Es decir, mientras más burbujas se produzcan, mayor será la transferencia de calor entre las burbujas de aire y el líquido. Incluso, como estas irán subiendo rápidamente hacia la superficie, el equilibrio no se alcanzará sólo hasta que esten casi al llegar a la superficie por lo que la transferencia será máxima.

Otro punto a considerar es que las fugas de calor hacia fuera del sistema serán mínimas puesto que las burbujas de aire se formaran en el centro del estanque y el mismo líquido, que en su mayoría será agua, actuará como aislante optimizando la transferencia de calor en el sistema.

### 2.5.1 Balance de calor

El calor disponible para calentar la solución, es el factor principal a considerar en la construcción del equipo y puede ser calculado elaborando un balance de calor dentro del tubo donde estará la llama y que proporcionará calor al sistema.

La temperatura de los gases que saldrán por la parte inferior del tubo de llama es primordial para determinar la temperatura presente dentro del sistema.

La Figura 7, muestra un esquema de la transferencia de calor que ocurre dentro del tubo interior del calentador. Nótese que se asumirá que la resistencia al calor por conducción a través del tubo será despreciable, por lo que no se incluirá en el estudio.

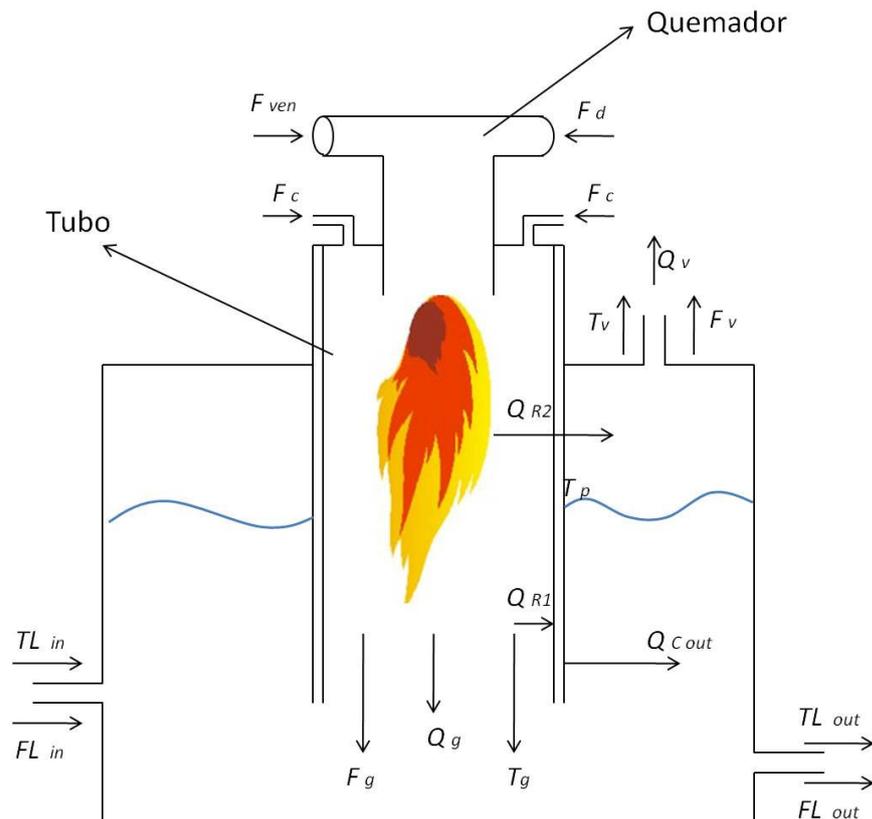


Figura 7: Esquema de la transferencia de calor en el equipo.

Donde,

$F_d =$  Flujo de diesel [kg / hr]

$F_{VEN} =$  Flujo de aire proveniente del ventilador [L / min]

$F_C =$  Flujo de aire proveniente del compresor [L / min]

$F_v =$  Flujo de vapor [L / min]

$F_{Lout} =$  Flujo salida del líquido [L / min]

$F_{Lin} =$  Flujo entrada del líquido [L / min]

$F_g =$  Flujo de gases de salida del tubo [L / min]

$T_v =$  Temperatura de vapor [ $^{\circ}$  C]

$T_g =$  Temperatura de los gases de salida del tubo [ $^{\circ}$  C]

$T_{Lout} =$  Temperatura de salida del líquido [ $^{\circ}$  C]

$T_{Lin} =$  Temperatura de entrada del líquido [ $^{\circ}$  C]

$T_p =$  Temperatura pared del tubo [ $^{\circ}$  C]

$Q_{R1} =$  Calor de radiación hacia el tubo que se transfiere al líquido [kJ]

$Q_{R2} =$  Calor de radiación hacia el tubo que no se transfiere al líquido [kJ]

$Q_{Cout} =$  Calor de convección fuera del tubo [kJ]

$Q_g =$  Calor disponible en los gases que salen del tubo [kJ]

$Q_v =$  Calor disponible en el vapor [kJ]

Como balance general del sistema, se tiene que el calor entregado en la combustión del Diesel ( $Q_E$ ), es igual, al calor sensible del agua ( $Q_{SEN}$ ), más el calor latente del agua ( $Q_{LAT}$ ), más el calor disipado como radiación que no está en contacto con el líquido ( $Q_{R2}$ ) y el calor disponible en el vapor ( $Q_V$ ). Lo anterior, se puede expresar en la siguiente ecuación.

$$Q_E = Q_{SEN} + Q_{LAT} + Q_{R2} + Q_V \quad (\text{Ecuación 1})$$

El segundo balance, corresponde al calor desprendido por la combustión del Diesel y el calor que es transferido al aire que saldrá por la parte inferior del tubo ( $T_g$ ), así como también por el disipado como radiación hacia el tubo. El siguiente balance ilustra mejor el escenario mostrado en la Figura 7.

Calor generado = Calor transferido a los gases + Calor por radiación

$$F_d \cdot PC = F_g \cdot \overline{Cp} \cdot (T_g - T_o) + \sigma \cdot \varepsilon \cdot A_T (T_{ll}^4 - T_p^4) \quad (\text{Ecuación 2})$$

Además, se tiene que:

$$F_g = F_{VEN} + F_C \quad (\text{Ecuación 3})$$

Donde,

$PC = \text{Poder Calorífico [kJ / kg]}$   
 $\overline{Cp} = \text{Calor específico promedio de los gases de salida del tubo [kJ / (kg · °C)]}$   
 $T_{ll} = \text{Temperatura de llama [°C]}$   
 $T_o = \text{Temperatura de entrada de los gases [°C]}$   
 $\sigma = \text{Constante de Stefan – Boltzman [°C]}$   
 $\varepsilon = \text{Emisividad}$   
 $A_T = \text{Area del manto tubo [m}^2\text{]}$

La ecuación 2 representa el balance de calor dentro del tubo. En el lado izquierdo de la ecuación se representa el flujo de Diesel por su poder calorífico (PC). Por otra parte, en el lado derecho, el primer término corresponde a los flujos de los gases de combustión que estarán en contacto con el líquido. Estos compuestos serán (CO, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y O<sub>2</sub>) y el segundo término corresponde al calor por radiación desde la llama misma hacia la pared del tubo. La ecuación 3 sólo indica explícitamente, que los gases de combustión se asumirán como la suma de los gases provenientes del ventilador del quemador y del compresor.

El tercer balance de calor, representa el calor recibido por el líquido y viene dado por la convección hacia el líquido desde las burbujas de gas que suben por este y la convección de la pared del tubo hacia el líquido, lo que se traduce en la siguiente ecuación.

$$F_{Lout} \cdot Cp \cdot (T_{Lin} - T_{Lout}) + F_v \cdot \lambda = F_g \cdot \overline{Cp} \cdot (T_g - T_v) + h_{out} \cdot A_T \cdot (T_p - T_{Lout}) \quad (\text{Ecuación 4})$$

Que es lo mismo que escribir el siguiente balance.

$$Q_{SEN} + Q_{LAT} = F_g \cdot \overline{Cp} \cdot (T_g - T_v) + Q_{R1} \quad (\text{Ecuación 5})$$

Cabe señalar que el término  $Q_{R1}$  es el calor transferido por radiación hacia el tubo y que este mismo calor se transfiere al líquido por convección, es por esto que éste término se explicitó en la ecuación 4.

Donde,

$Cp = \text{Calor específico del líquido [kJ / (kg} \cdot \text{° C)]}$ $\lambda = \text{Calor latente de vaporización [kJ / kg]}$
---

Por otra parte, en cuanto al balance de agua, es verificable que.

$$F_{Lin} = F_{Lout} + F_v \quad (\text{Ecuación 6})$$

Para efectos prácticos se asumió un comportamiento del calentador similar al de un reactor CSTR, esto es, que la temperatura del líquido dentro del calentador es la misma que la temperatura en la salida de éste.

### 2.5.2 Ecuación de diseño del calentador

Todos los intercambiadores de calor poseen una ecuación de diseño que rige su comportamiento en relación su desempeño, en lo que a transferencia de calor se refiere. Para la mayoría de los casos la ecuación es de la siguiente forma:

$$Q = A \cdot U \cdot \Delta T \quad (\text{Ecuación 7})$$

Donde Q representa el calor disponible en el proceso, A área de intercambio, U el coeficiente global de transferencia de calor y  $\Delta T$  la diferencia de temperatura. Sin embargo, para este caso particular, se utilizará otra expresión, la cual es más representativa de este calentador.

$$Q_g = F_g \cdot \overline{Cp} \cdot (T_g - T_v) = h_1 a \cdot \Delta T_{in} \cdot A \cdot Z \quad (\text{Ecuación 8})$$

Donde se define  $\Delta T_{in}$  como.

$$\Delta T_{in} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (\text{Ecuación 9})$$

Y

$$\Delta T_1 = T_g - T_{Lin}$$

$$\Delta T_1 = T_V - T_{Lout}$$
(Ecuación 10)

Donde,

$Q_g =$  Calor transferido desde los gases al líquido [kW]  
 $A =$  Area anular del tubo [ $m^2$ ]  
 $Z =$  Largo del tubo sumergido [m]  
 $\Delta T_{ln} =$  Diferencia de temperatura media log aritmica [ $^{\circ}C$ ]  
 $h_a =$  Coeficiente de transferencia de calor convección en burbujas [kW / ( $m^3 \cdot ^{\circ}C$ )]

Como se obtendrán empíricamente todas las temperaturas, se podrá determinar completamente el sistema y así obtener la ecuación de diseño del equipo, en particular, el  $h_a$ .

## 2.6 Efectos del proceso sobre bacterias biolixiviantes

En el proceso del calentamiento del agua, existirán escenarios que podrían afectar negativamente a las bacterias presentes en el líquido, estos factores son la elevada temperatura que habrá dentro del calentador y los desechos propios de la combustión del Diesel, como los gases de combustión, hollín, etc.

### 2.6.1 Efecto de la temperatura

Como es de suponer, la temperatura de las burbujas producidas al interior del tubo interior y que subirán por el líquido, estarán a alta temperatura (aprox 400 °C) por lo que un aspecto fundamental es determinar si las bacterias que entrarán al calentador se inhibirán debido al brusco aumento de temperatura. Esto, debido a que en el proceso actual de calentamiento de solución de refino, las bacterias que salen de la pila vuelven a entrar por lo que pueden resultar importantes en la recuperación de cobre.

El efecto negativo que pueden sufrir las bacterias debido al aumento en la temperatura óptima de operación y shock térmico, son los problemas que pueden ocurrir en el metabolismo de estos microorganismos.

### *2.6.1.1 Efectos de los desechos de combustión*

El ambiente en el que se desarrollan las bacterias debe ser idóneo para que éstas continúen su metabolismo habitual y que en el caso de la biolixiviación es fundamental, ya que son éstas las responsables de la recuperación de cobre en las pilas.

Los gases de combustión que estarán presentes en este sistema y que se disolverán en el líquido, se comportarán como agentes contaminantes del hábitat de las bacterias, produciendo probablemente una disminución o inhibición del desarrollo bacteriano y también de la oxidación de Fe(II) y azufre reducido. Los compuestos nitrogenados de la combustión, así como también el CO<sub>2</sub> afectarán el pH de la solución haciéndolo alcalino en contraste con el ambiente ácido que necesitan estas bacterias.

Por otra parte, como la combustión no es 100% eficiente, existe parte del Diesel que no es combustionado por lo que cae al agua lo que podría formar una pequeña película de aceite en la superficie impidiendo la proliferación de las bacterias biolixivantes.

### 3 Dimensionamiento del Equipo

El diseño del equipo se realizó en base a lo estudiado en la literatura y sus aplicaciones en la industria. En general se pueden apreciar que estos pueden ser utilizados con una gran variedad de combustibles, como es el gas natural, Diesel, GNL, etc. Sin embargo, la mayor cantidad son utilizados con gas natural por lo que el uso de Diesel requiere un diseño distinto en cuanto a configuración y componentes.

El calentador diseñado en este trabajo utiliza solamente Diesel como combustible. Este se bombeará hacia la parte superior del calentador donde estará ubicado el quemador que proporcionará la llama hacia abajo.

#### 3.1.1 Quemador Diesel

##### 3.1.1.1 Primer prototipo

En primer lugar se utilizó un quemador Diesel que utilizaba aire comprimido para atomizar el combustible, no poseía auto-ignición. Medía 1,36[m] de largo y su diámetro era de 3,8[cm]. Fue adquirido como préstamo en las dependencias del IDIEM. Este se encontraba en desuso y fue prestado para esta aplicación. Este quemador era del tipo que debe ser proporcionado un fluido auxiliar para la atomización del combustible, como aire comprimido en este caso.

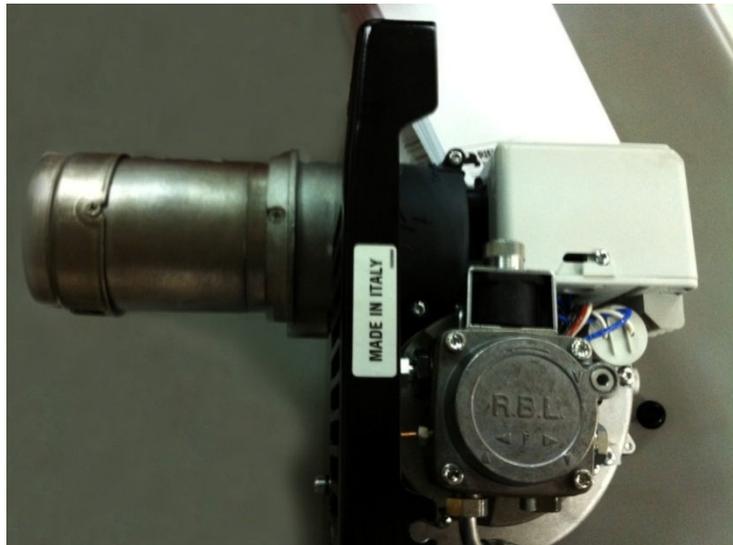


**Figura 8: Quemador Diesel que utilizaba un fluido auxiliar para la atomización**

El combustible tenía que ser bombeado ya que este quemador no poseía una bomba interna para hacer el trabajo como la tienen los quemadores actuales. Para encender la llama era necesario utilizar un mechero o una llama auxiliar (llama piloto).

##### 3.1.1.2 Segundo prototipo

El segundo prototipo utiliza un quemador moderno de marca RIELLO y también utiliza combustible Diesel. Este quemador consta de encendido automático, un ventilador propio y una bomba de combustible, siendo esta última la responsable de la atomización del combustible dada por la presión la cual era de 12 [bar]. La siguiente Figura muestra el quemador utilizado en este caso.



**Figura 9: Quemador RIELLO.**

Este quemador tiene 272 [mm] de ancho y de 233[mm] de alto con un cañón de 107[mm]. El sistema de encendido es automático, una vez encendido el interruptor del quemador este comienza un proceso de cebado de la bomba de combustible, para luego después de 12 segundos producir la chispa que enciende el combustible.

### **3.1.2 Tubo de llama**

El tubo de llama consiste en un tubo adosado al cañón del quemador y que permite “contener” la llama dentro de un límite. Esto debido a que la idea es que la llama esté bajo el nivel del agua, se necesita que la llama no esté en contacto directo con el líquido.

El tubo se diseñó de manera que fuera el doble del diámetro del cañón del quemador, es decir de 20[cm] de diámetro, para así dar suficiente espacio para la expansión de los gases al producirse la combustión y evitar un colapso de la llama. El largo de este tubo es de 50[cm] y se determinó en base al largo de la llama producida por el quemador, la idea era que la llama midiera menos que el largo del tubo. La siguiente Figura muestra el tubo de llama.



**Figura 10: Tubo de llama**

En la parte superior del tubo, al lado de donde va inserto el cañón del quemador, se le hicieron dos agujeros, en lados opuestos, de media pulgada cada uno, para el ingreso del aire comprimido, el cual ingresa con una presión de 70 [lb/inch<sup>2</sup>]. Por otro lado, en la parte inferior se le soldó un difusor, es decir, una lámina de acero con orificios de 4 [mm] de diámetro dispuestos uniformemente para fomentar la formación de burbujas que subieran posteriormente por el líquido.

### **3.1.3 Tamaño del contenedor de agua y entrada de ésta**

El tamaño del contenedor fue diseñado en base al ancho del tubo de llama y a la cantidad de agua a calentar. La idea era que el calentador se llenara hasta la mitad de agua para evitar el rebalse de éste. Por lo anterior, se decidió que el diámetro y el alto fueran de 60[cm].

En este contenedor va sumergido el tubo de llama, el cual se fijó a una distancia de 15 [cm] del fondo de este, para evitar una presión de gases demasiado potente en el fondo y que se devolviera por sobre el mismo tubo.

La entrada de agua se fijó a 25[cm] sobre el fondo del calentador con una entrada de media pulgada. Por su parte, la salida se fijó a 10 [cm] sobre el fondo con un diámetro de media pulgada. La idea de esto es que la entrada de agua aproveche la presión que trae la cañería de agua y que la salida aproveche la presión que ejerce la misma agua sobre ella. Los flujos irán variando para observar la temperatura de salida de estos, los que serán 0,5; 1 y 1,5 [L/min].

### 3.1.4 Configuración final.

El calentador fue construido en el Laboratorio de Hidrometalurgia del Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología, de acuerdo a las medidas y consideraciones presentadas anteriormente.



Figura 11: Calentador de agua, construcción final, vista frontal.



Figura 12: Calentador de agua, construcción final, vista lateral.

### 3.1.5 Eficiencia

Los cálculos de eficiencia de este sistema se calcularán en base a dos aspectos específicos. El primero con respecto a la cantidad de calor que se transfiere al agua comparada con la cantidad de calor obtenida de la combustión del Diesel. El otro método del cálculo de eficiencia se realizará comparándolo con el comportamiento de una caldera.

#### 3.1.5.1 Eficiencia de transferencia de calor al agua

La eficiencia se calculará en base a la razón entre el calor entregado por el Diesel en un periodo de tiempo y el ganado por el agua en ese mismo intervalo.

Se tiene que el calor entregado por el Diesel viene dado por el flujo y su poder calorífico.

$$Q_E = F_d \cdot PC \quad (\text{Ecuación 11})$$

Donde  $Q_E$  corresponde al calor entregado por el Diesel,  $F_d$  corresponde al flujo de Diesel y PC corresponde al poder calorífico de este.

Y el calor que adquiere el agua viene dado por la cantidad de líquido dentro del calentador, por el flujo continuo de este y por lo que se transforma en vapor.

$$Q_{\text{ganado}} = Q_{\text{agua}} + Q_{\text{vapor}} = F_{\text{Lout}} \cdot Cp \cdot (T_{\text{Lin}} - T_{\text{Lout}}) + F_v \cdot \lambda \quad (\text{Ecuación 12})$$

Donde  $Q_{\text{ganado}}$  corresponde al calor total ganado por el agua,  $Q_{\text{agua}}$  corresponde al calor sensible que adquiere el agua y  $Q_{\text{vapor}}$  corresponde al calor necesario para la formación de vapor.

Por lo tanto la eficiencia queda definida como:

$$100 \times \frac{Q_{\text{ganado}}}{Q_E} = \eta \quad (\text{Ecuación 13})$$

#### 3.1.5.2 Eficiencia en comparación a una caldera

Las calderas son utilizadas en gran parte de los procesos industriales en los cuales su objetivo es la producción de vapor para obtener energía disponible, ya que el vapor producido contiene un alto nivel de energía interna. Esta energía puede transformarse ya sea en energía mecánica o de otro tipo [21].

Estudios muestran que sobre estas calderas existen pérdidas de calor asociadas a la convección, a la radiación y un porcentaje a las pérdidas por purga, arrojando valores de eficiencia entre un 80% y un 82,5% [21].

## 4 Resultados

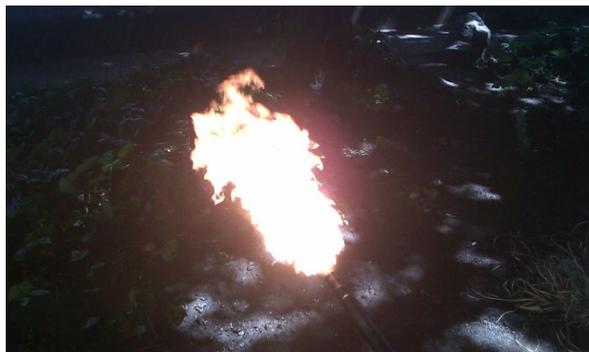
### 4.1 Pruebas sobre los quemadores

Los primeros resultados fueron obtenidos en las pruebas sobre los dos quemadores que podían ser utilizados. El que atomizaba con aire comprimido y el que atomizaba con una bomba de combustible (presión).

#### 4.1.1 Quemador de fluido auxiliar

Como se habló anteriormente, este quemador utiliza aire comprimido (fluido auxiliar) para atomizar el combustible y permitir un correcto encendido.

Este quemador pudo ser operado en la orientación vertical y horizontal como puede verse en las siguientes Figuras.



**Figura 13: Quemador en orientación horizontal**



**Figura 14: Quemador en orientación horizontal**

Sin embargo, se presentaron problemas graves, debido a que la llama tendía a apagarse y al no tener un encendido automático no había regulación en este ámbito, sobre todo al momento de insertar el tubo de llama, por lo que el quemador no satisfacía las necesidades del proyecto al apagarse continuamente, por lo que fue desechada esta opción.

#### 4.1.2 Quemador con bomba de combustible

Este quemador al tener todo un circuito incorporado que controla el equilibrio de aire entrante por el ventilador y el combustible que circula por la bomba, así como también al poseer un encendido automático proporcionaba mayor estabilidad de llama. Además, otorgaba seguridad de que esta última no se iba a apagar, ya que además, tiene un sensor que al no detectar llama lanza una nueva chispa para minimizar el tiempo en que el sistema no esté expuesto a la llama. La siguiente imagen muestra este quemador encendido.



**Figura 15: Quemador RIELLO encendido**

La seguridad de este quemador por sobre el anterior era ampliamente superior, ya que no era necesario acercar un mechero o una llama piloto para encender el quemador.

Por lo tanto la mejor opción era utilizar este quemador para la construcción del calentador definitivo.

## 4.2 Diseño calentador

El diseño del prototipo del calentador se hizo considerando lo observado y lo estudiado por la empresa INPROHEAT que trabaja con calentadores en base a llama sumergida. Los datos obtenidos por esta compañía y empresas afines fueron nulos, por lo que se debió empezar prácticamente de cero.

## 4.3 Pruebas del calentador

En las pruebas hechas al calentador se analizaron múltiples aspectos, entre los que se destacan, la variación de la temperatura de salida del agua a distintos flujos de ésta, la determinación del coeficiente de transferencia de calor en cada caso, la eficiencia relacionada con la fracción de calor que se transfiere al agua en relación al calor producido por el Diesel y por último, las pruebas enfocadas al comportamiento de los microorganismos dentro del calentador.

### 4.3.1 Variación de la temperatura del agua

A fin de poder caracterizar el calentador y lograr un funcionamiento de manera que cumpliera su objetivo, se realizaron diversas pruebas para estudiar su comportamiento a distintos flujos, así como también el efecto sobre las bacterias.

En cada prueba se midió la temperatura de los gases dentro del tubo de llama, de la pared del tubo, del agua en la entrada, del agua en la salida, que para efectos prácticos se tomará igual que la del agua dentro del calentador y también se midió la temperatura de los gases que salen del calentador (chimenea).

El flujo de combustible viene de fabrica y es de 2,3 [kg/h] con un flujo de aire regulado en el manual que se estima que considera un exceso de 25%, lo que producía una llama de unos 35[cm] de largo y mayoritariamente reductora.

La distancia entre el fondo del contenedor de agua y el tubo se fijó en 15[cm] debido a lo comentado en los puntos anteriores.

En primero lugar fue necesario fijar el flujo de aire comprimido proveniente del compresor (la presión de este no se varió y fue de 70 lb/inch<sup>2</sup>). Para las pruebas definitivas, el flujo fue fijado en 3 [L/seg]. Lo anterior, debido a que a 2,5 [L/seg] de aire implicaba que la llama no fuera capaz de mantenerse encendida por más de 5 segundos. Flujos mayores, 3,5 y 4 [L/seg], producían que una gran parte del aire se devolviera por el ventilador del quemador produciendo que la llama se devolviera y en ocasiones se apagara, así como también que el contacto del aire con el agua fuera demasiado potente, produciendo un rebote de ésta, que llegaba hasta la base del quemador.

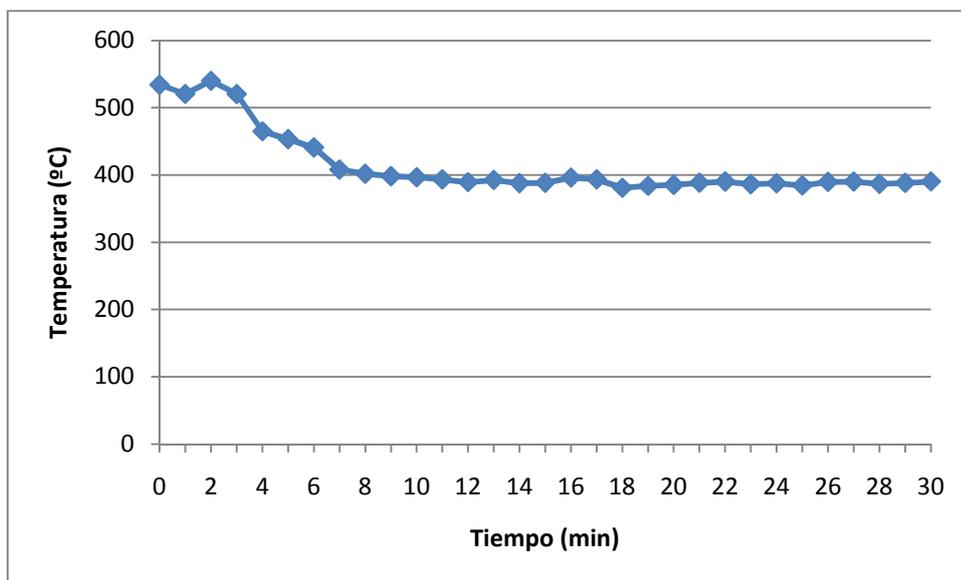
También se debió fijar la proporción del tubo que iba a estar sumergido en el agua. Se hicieron numerosas pruebas para fijar dicho valor, lo cual se hizo encendiendo el quemador con un flujo de compresor de 3 [L/seg], más el flujo de aire proveniente del ventilador incorporado en el propio quemador. Luego de esto, se empezó a llenar el contenedor de agua hasta que el aire no fuera capaz de sacar el agua del tubo de llama y por ende, ésta se apagara. Los resultados arrojaron que una profundidad de 8[cm] era la máxima que permitía que el sistema funcionara correctamente, un ligero cambio producía problemas de combustión. Por lo tanto se fijó la profundidad del tubo en 8[cm].

Una vez fijados dichos valores, se instalaron las termocuplas y se llenó el calentador hasta una altura de 23[cm], por lo que, dada la dimensión del calentador se puede obtener el volumen inicial de agua el cual fue de 65[L]. Luego se comenzó a medir la temperatura, las cuales se registraron cada 1 minuto, hasta que los valores llegaran al estado estacionario. Lo anterior se hizo para tres flujos de

agua distintos, de 0,5; 1 y 1,5 [L/min]. Dichos datos fueron ingresados a gráficos para poder analizar con mayor detalle su evolución en el tiempo.

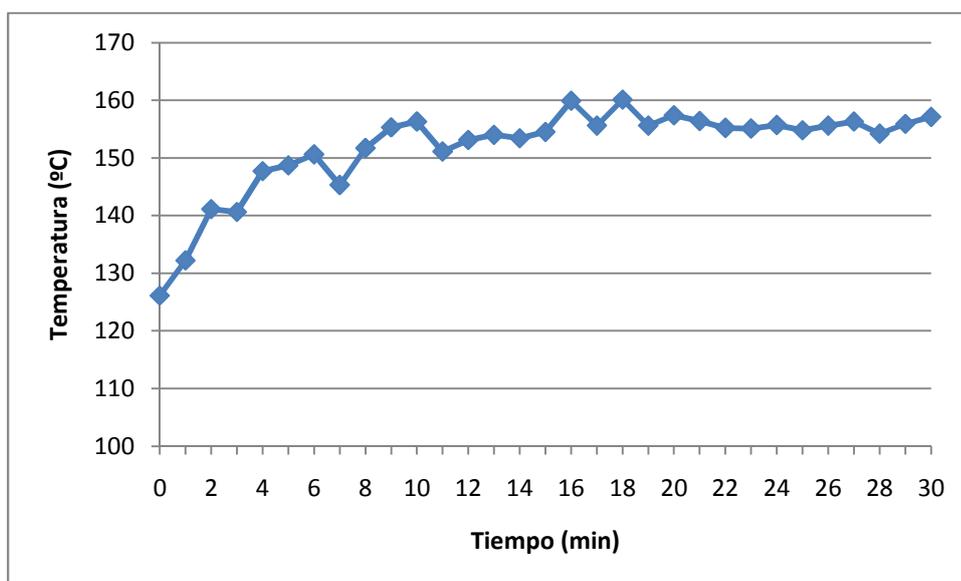
Los gráficos que se presentan a continuación corresponden a un flujo de agua de 0,5 [L/min].

**Gráfico 1: Variación de la temperatura de los gases en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min].**

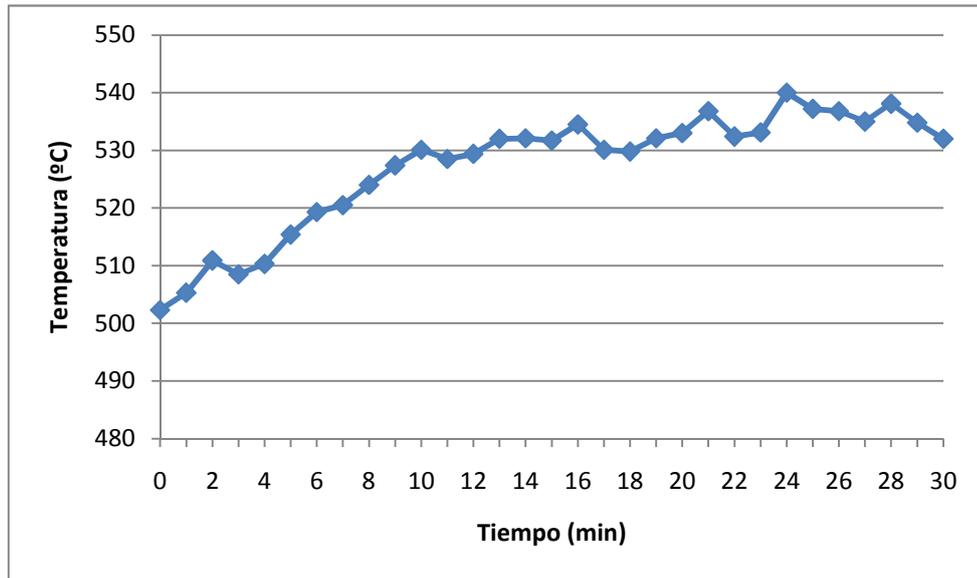


En el caso de la medición de la temperatura de los gases, la termocupla se instaló atravesada en el tubo de llama y aislada de la radiación de la llama.

**Gráfico 2: Variación de la temperatura del vapor en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min].**

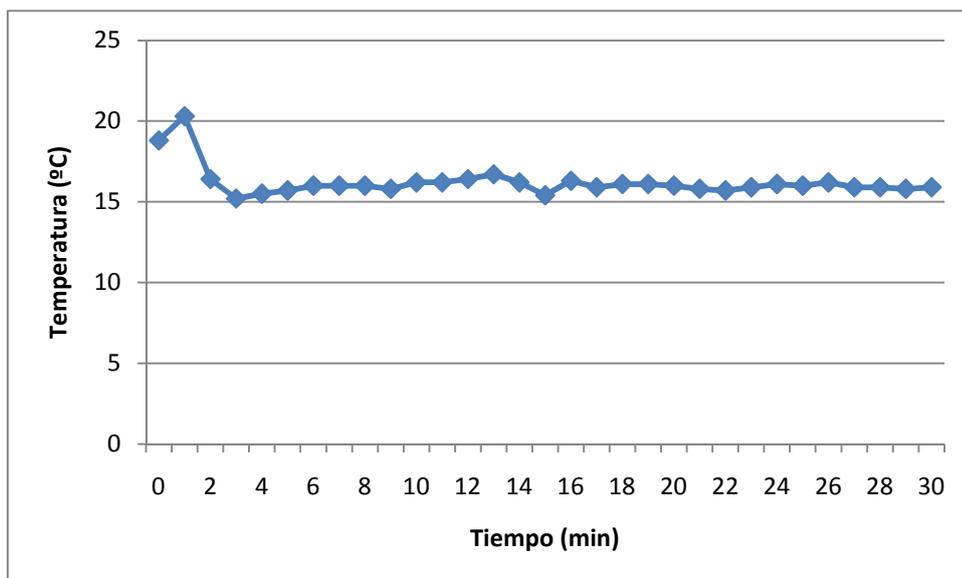


**Grafico 3: Variación de la temperatura de la pared del tubo en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min].**

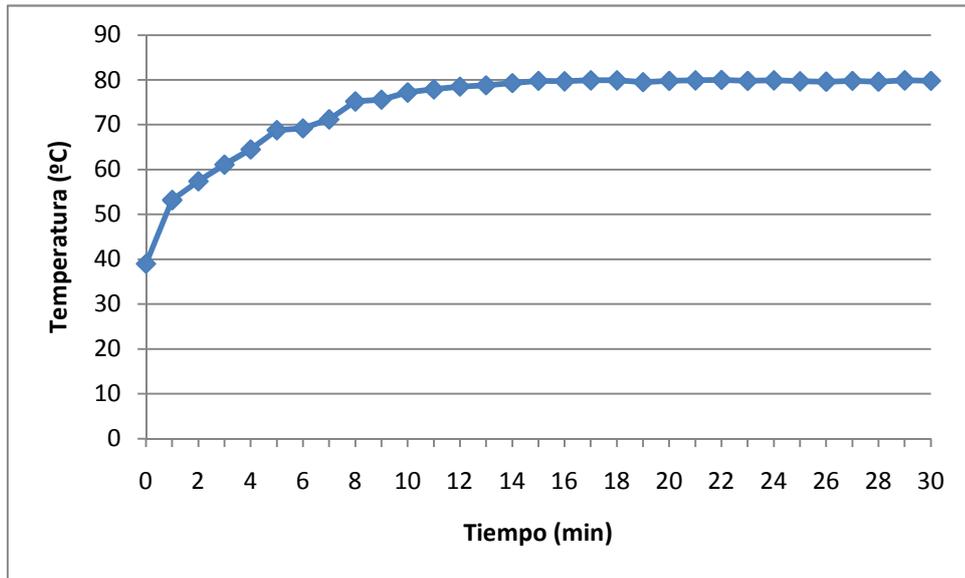


En el caso de la medición de la temperatura de la pared del tubo, la termocupla se instaló en el borde exterior de ésta a 1[cm] sobre el nivel del agua.

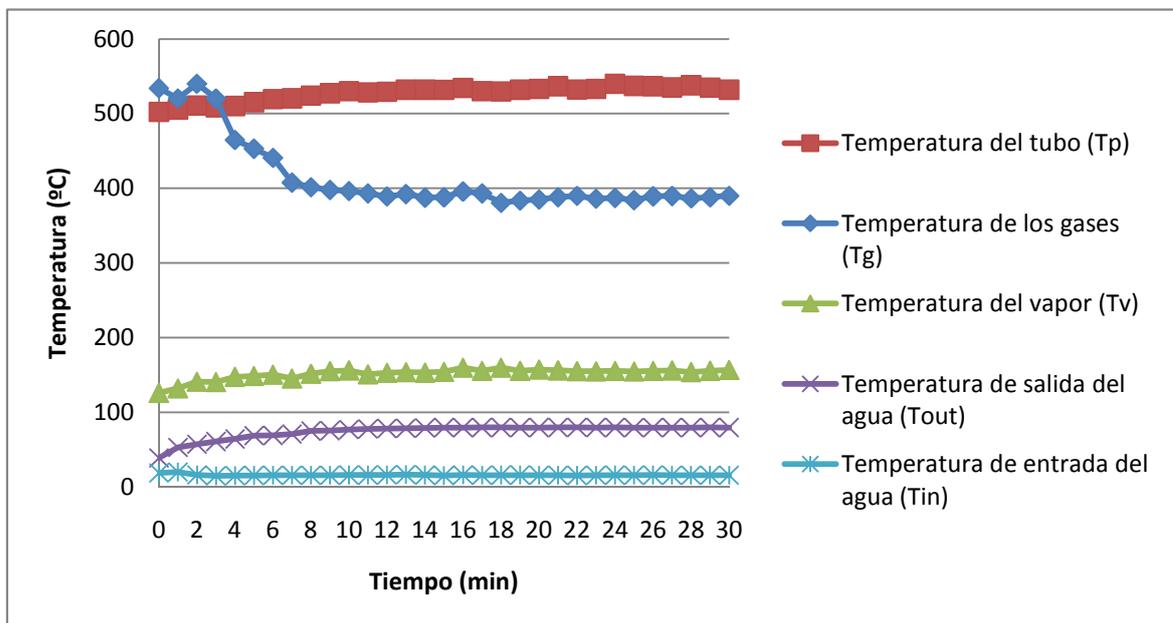
**Grafico 4: Variación de la temperatura de agua en la entrada en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min].**



**Grafico 5: Variación de la temperatura de agua en la salida en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min].**



**Grafico 6: Variación de la temperatura del sistema en función del tiempo para un flujo de agua de 0,5 [L/min].**

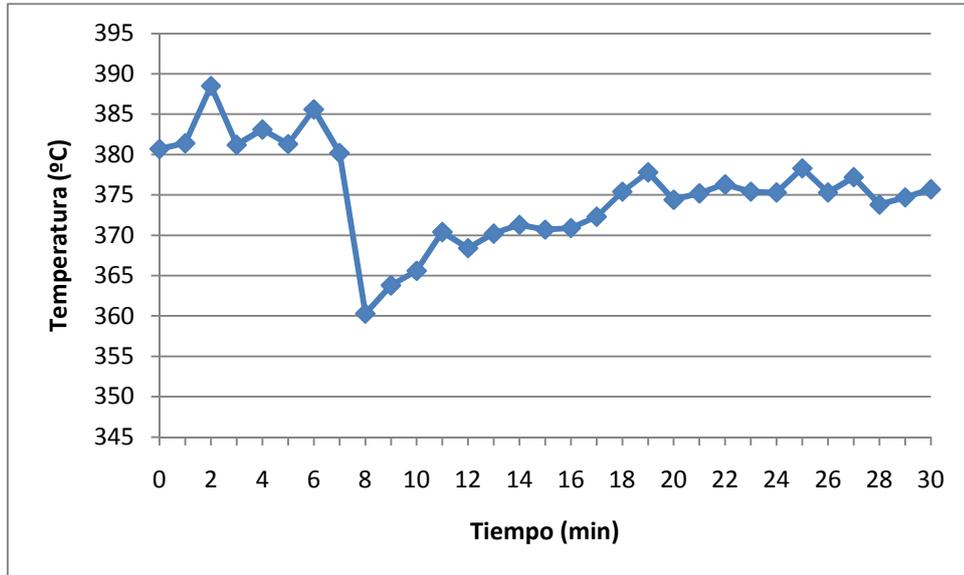


En los gráficos anteriores se puede apreciar claramente que en media hora se alcanza el estado estacionario en el sistema. Es por ésta razón, que es razonable detener el funcionamiento del quemador en ese momento. Con respecto a la temperatura del agua en la entrada, ésta se aprecia que es siempre uniforme en torno a 16°C , lo cual es coherente. En el caso de la temperatura del agua en la salida, rápidamente llega al estado estacionario a una temperatura cercana a los 80°C.

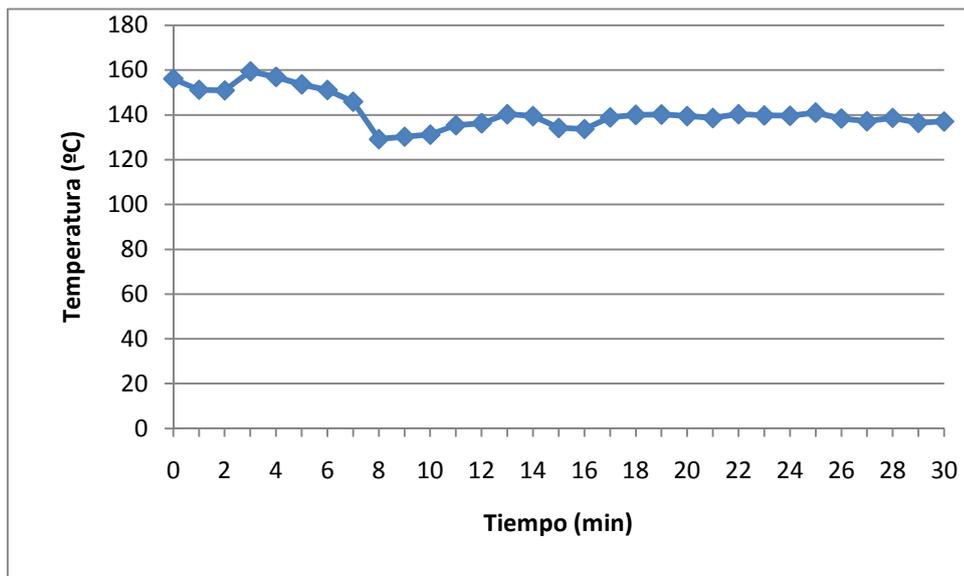
Mención aparte merece la temperatura en el tubo, que alcanza un promedio de 530°C llegando a tornarse de un color rojizo. Se registró además una evaporación equivalente a 0,103[L/min]

A continuación se presentan los gráficos correspondientes a un flujo de agua de 1 [L/min].

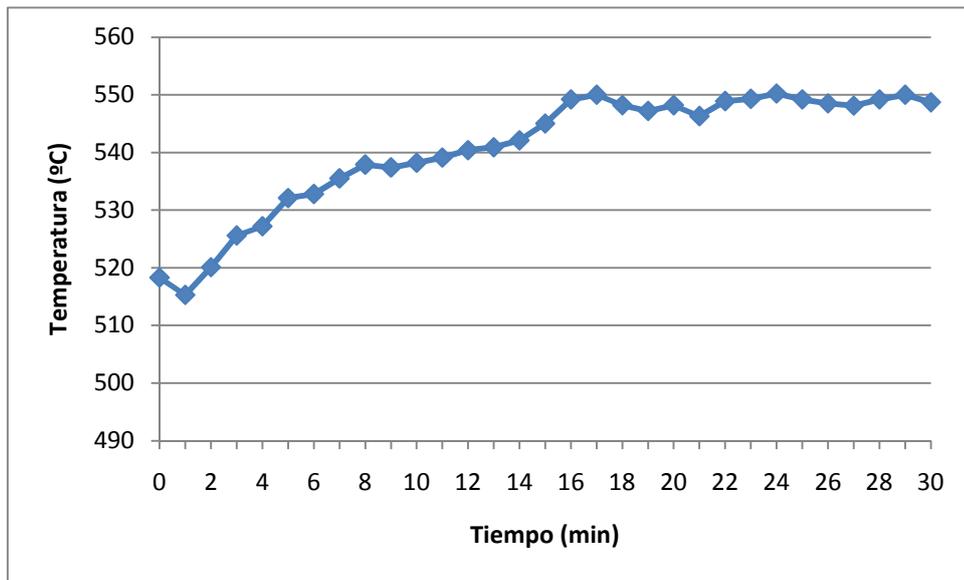
**Grafico 7: Variación de la temperatura de los gases en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min].**



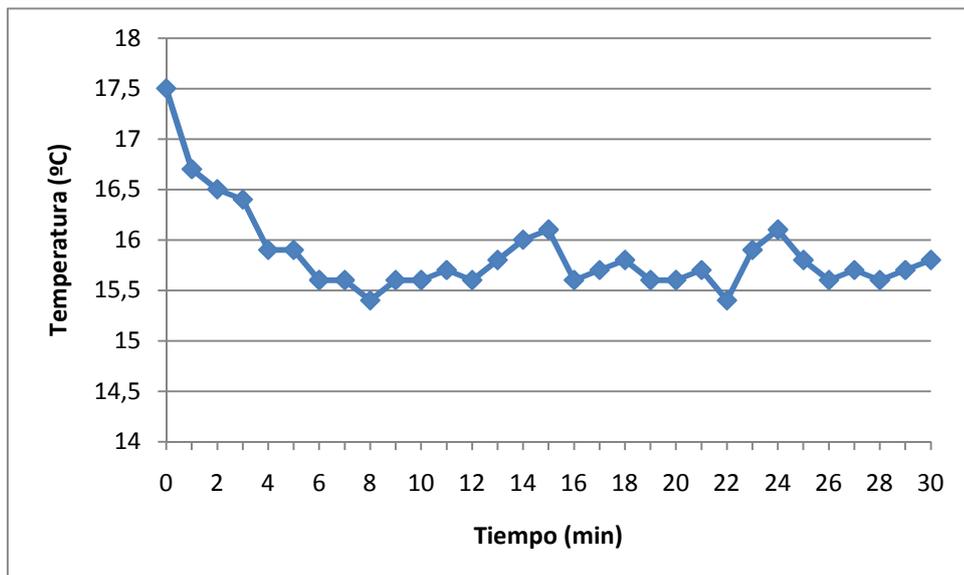
**Grafico 8: Variación de la temperatura del vapor en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min].**



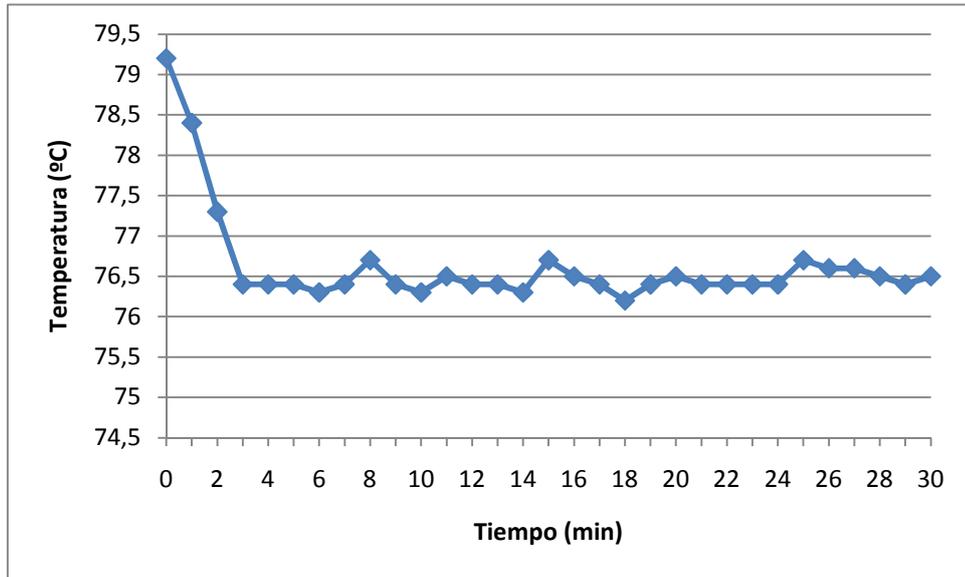
**Grafico 9: Variación de la temperatura de la pared del tubo en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min].**



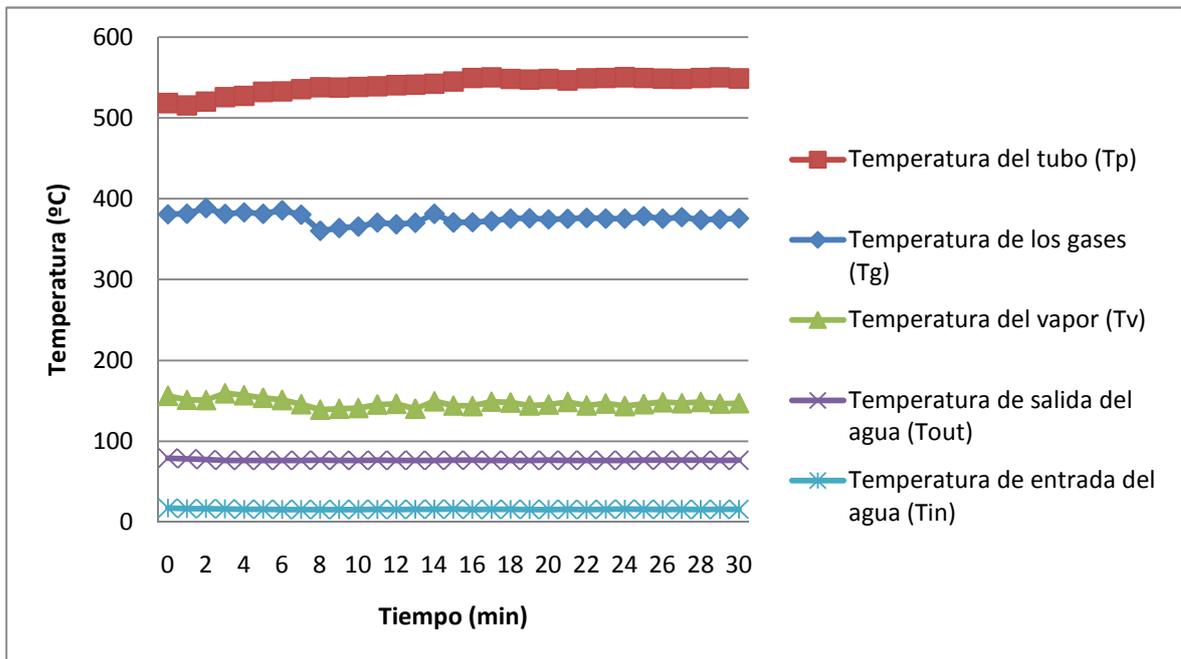
**Grafico 10: Variación de la temperatura de agua en la entrada en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min].**



**Grafico 11: Variación de la temperatura de agua en la salida en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min].**



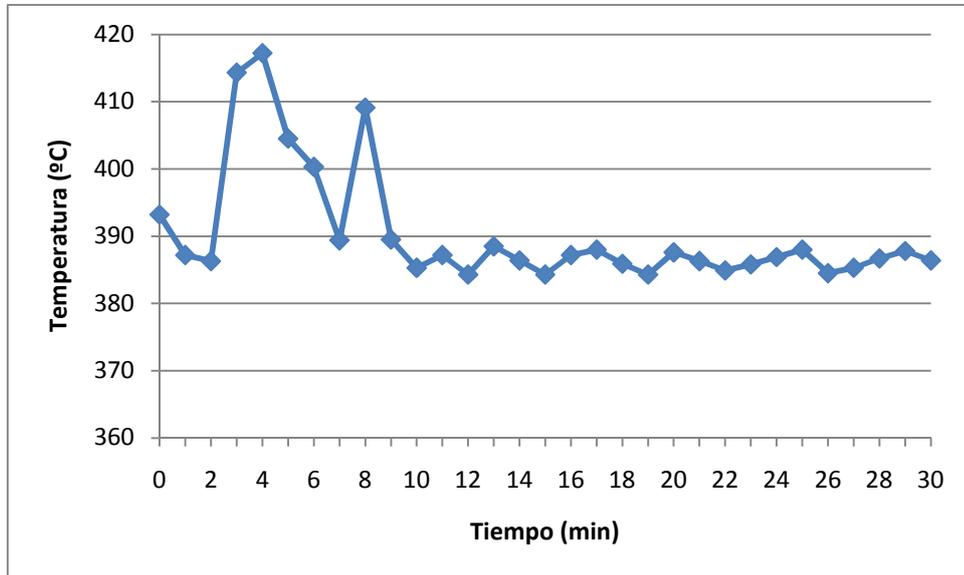
**Grafico 12: Variación de la temperatura del sistema en función del tiempo para un flujo de agua de 1 [L/min].**



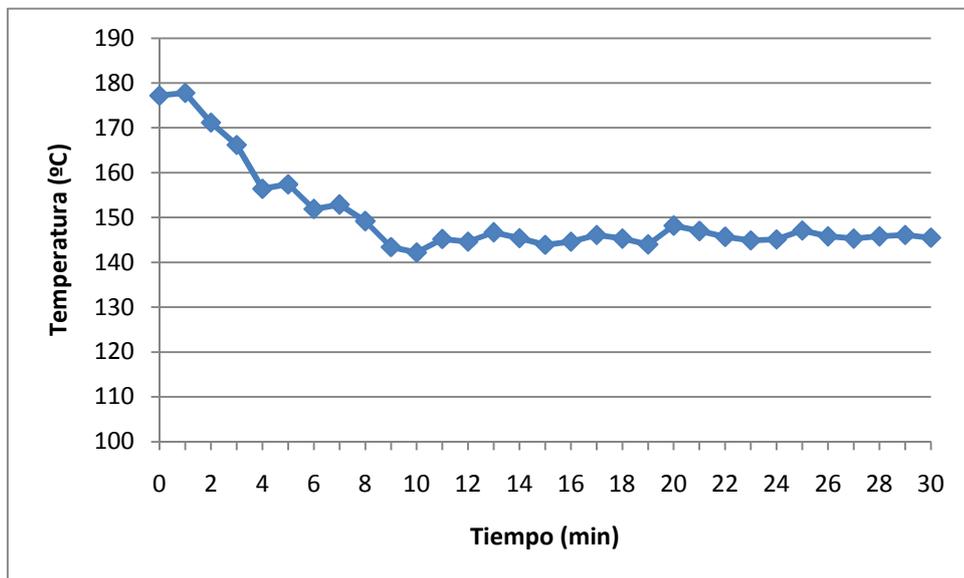
Se puede apreciar, al igual que en el caso anterior, que media hora es suficiente para que el sistema alcance el estado estacionario. La gran diferencia en este caso, que a un flujo de 1 [L/min] se alcanzó una temperatura algo menor en comparación con los 0,5 [L/min], el cual alcanzó una temperatura de salida de agua de 76°C, en contraste con los 80°C que se alcanzó anteriormente. En este caso, se registró una evaporación 0,1[L/min].

A continuación se presentan los gráficos correspondientes a un flujo de agua de 1,5 [L/min].

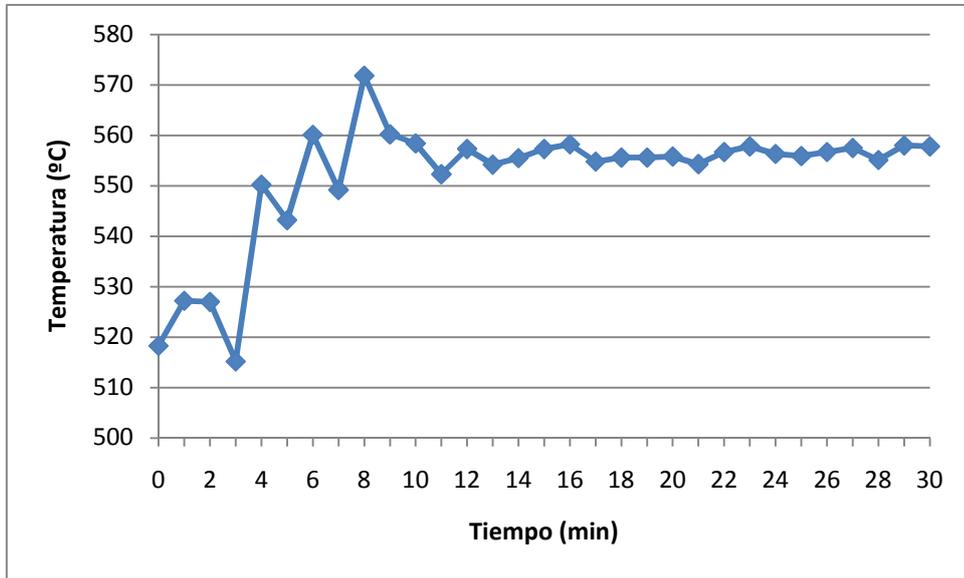
**Gráfico 13: Variación de la temperatura de los gases en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min].**



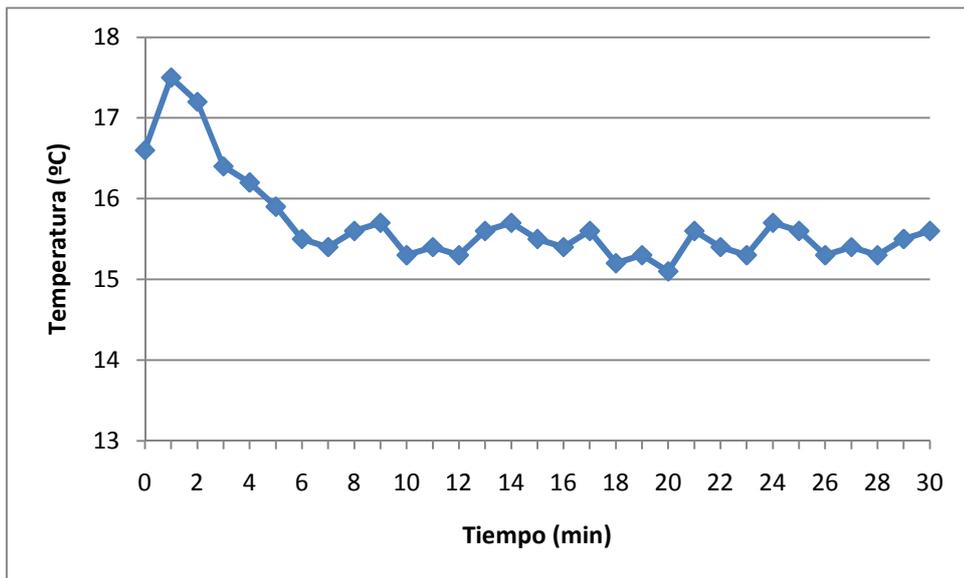
**Gráfico 14: Variación de la temperatura del vapor en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min].**



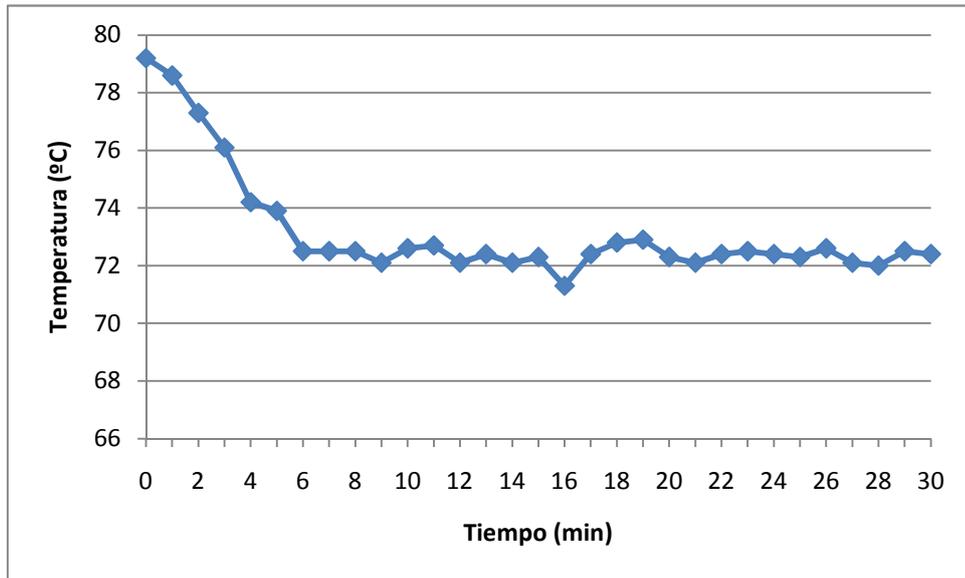
**Grafico 15: Variación de la temperatura de la pared del tubo en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min].**



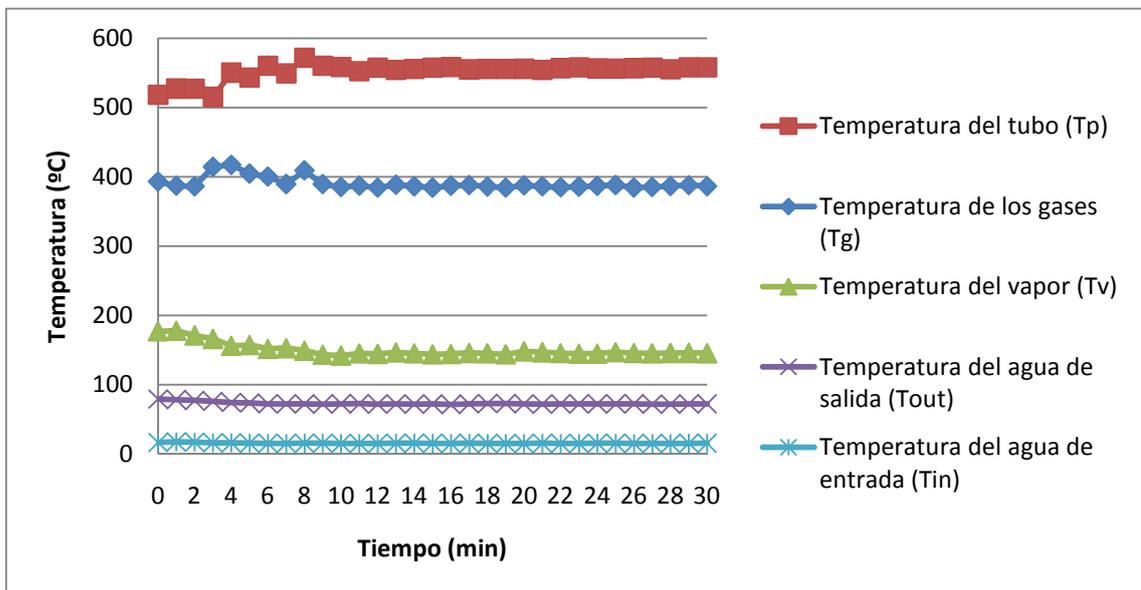
**Grafico 16: Variación de la temperatura de agua en la entrada en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min].**



**Grafico 17: Variación de la temperatura de agua en la salida en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min].**



**Grafico 18: Variación de la temperatura del sistema en función del tiempo para un flujo de agua de 1,5 [L/min].**



En el gráfico 17 puede apreciarse que la temperatura baja aproximadamente 10°C en comparación con el caso anterior. Cabe señalar que las demás mediciones de T° se mantienen constante en todos los casos dando confianza a estos valores, explicándose el cambio únicamente en la variación de flujo. La evaporación en el periodo de tiempo en que se realizó la prueba fue de 0,09[L/min].

### 4.3.2 Determinación del coeficiente de transferencia de calor $h_a$

Para obtener una mejor comprensión lo anterior se puede ver reflejado en término de transferencia de calor de las burbujas que salen del tubo de llama y que transfieren su calor al líquido, abreviado  $h_a$ . Esto permitirá un análisis completo de lo que sucede en el calentador en función del flujo de entrada y salida del agua.

Si se asume, como se dijo anteriormente, un exceso de aire del 25% proveniente del ventilador que se utiliza para la combustión del Diesel que se quema en un 86% [21] (eficiencia de quemador) se tiene que la composición de gases de salida, siguiendo la reacción 1,4 es de la siguiente forma.

$$CO_2 = 44,41 [L / \text{min}]$$

$$H_2O = 63,56 [L / \text{min}]$$

$$N_2 = 238,56 [L / \text{min}]$$

$$O_2 = 21,73 [L / \text{min}]$$

Por lo tanto se tiene que el flujo de gases calientes provenientes sólo de la combustión del Diesel es de 368,26 [L/min]. El cálculo anterior no considera el aire proveniente del compresor.

Ahora, si a esto le sumamos el flujo de aire proveniente del compresor fijado en 3[L/seg] y asumiendo una proporción de nitrógeno/oxígeno de 3,76 se tiene que en dicho flujo la composición de gases es.

$$N_2 = 142,2 [L / \text{min}]$$

$$O_2 = 37,8 [L / \text{min}]$$

Lo que da un flujo de 180 [L/min].

Por lo tanto, el flujo de gas que sale por el tubo de llama y que entra en contacto con el líquido es la suma de los flujos provenientes de la combustión del Diesel y del compresor, como se expresa en la ecuación 2. Es decir.

$$F_g = F_{VEN} + F_C = 368,26 + 180 = 548,26 [L / \text{min}]$$

Utilizando lo anterior y la ecuación 6 que se muestra nuevamente a continuación.

$$Q_g = F_g \cdot \overline{Cp} \cdot (T_g - T_v) = h_a \cdot \Delta T_{in} \cdot A \cdot Z$$

Se puede calcular el coeficiente de transferencia de calor en las burbujas ( $h_a$ ), puesto que se tienen todos los demás datos disponibles. Dicho cálculo, se realizó luego que se alcanzará el estado estacionario en el sistema, lo cual ocurrió a los 10 minutos de operación.

El valor obtenido, para los tres flujos estudiados, es de  $0,33 \pm 0,01$  [kW/(m<sup>3</sup>\*°C)].

Esto permite definir completamente la ecuación de diseño del equipo, pudiendo a posteriori, adaptar el equipo a los distintos usos que se le quiera dar.

### 4.3.3 Eficiencia en la transferencia de calor

La eficiencia en este caso, está relacionada con la cantidad de calor generado en la combustión del Diesel y la que realmente es aprovechada en calentar el agua. Esto, se calculó según lo expresado en el apartado 3.1.5.1 tomando en cuenta la temperatura de entrada y salida del agua, además de la fracción que se evapora. Dicho lo anterior se obtuvieron los siguientes resultados haciendo explícita la cantidad de agua evaporada.

**Tabla 2: Eficiencia del calor transferido del combustible en función del flujo de agua.**

Flujo de agua (L/min)	Evaporación de agua [L/min]	Eficiencia
0,5	0,104	64%
1	0,101	70%
1,5	0,098	74%

Valores que se calcularon de la siguiente forma.

$$\frac{F_{Lout} \cdot Cp \cdot \Delta T + F_v \cdot \lambda}{F_d \cdot PC} \cdot 100$$

Además, se calculó el porcentaje de calor que recibió el agua y el vapor para cada caso, lo que se puede apreciar en la Tabla 3.

**Tabla 3: Fracción del calor recibido por el agua y para la generación de vapor.**

Flujo de agua (L/min)	Calor recibido por el agua (%)	Calor recibido por el vapor (%)
0,5	48%	52%
1	54%	46%
1,5	59%	41%

Lo anterior, se calculó de la siguiente manera.

Para el caso del calor recibido por el agua.

$$\frac{F_{Lout} \cdot Cp \cdot \Delta T}{F_{Lout} \cdot Cp \cdot \Delta T + F_v \cdot \lambda} \cdot 100$$

Para el caso del calor en el vapor.

$$\frac{F_v \cdot \lambda}{F_{Lout} \cdot Cp \cdot \Delta T + F_v \cdot \lambda} \cdot 100$$

Si se observa la Tabla 2, se obtuvo un 74% de eficiencia en el mejor de los casos. Sin embargo, al ya tener determinada la ecuación de diseño del equipo, es posible manipular las variables de éste para obtener una eficiencia mayor.

Si se sigue la ecuación 6. Se pueden fijar valores para obtener la profundidad necesaria a la que se debe sumergir el tubo para alcanzar una eficiencia del 90%. Por ejemplo, si para un flujo de 1,5[L/min], manteniendo constante la cantidad de calor disponible en los gases de combustión y fijando que la temperatura de salida del agua sea de 90°C y la temperatura de vapor sea de 110°C, se tiene que la profundidad a la que debe estar sumergido el tubo es de 12,1[cm]. Lo anterior contrasta con los 8[cm] con los que fue operado el sistema. No fue posible alcanzar dicha profundidad por una serie de razones que se detallaran más adelante.

Por otro lado, si se toma la ecuación 1, que corresponde al balance general de calor en el sistema, se puede calcular la pérdida por radiación presente en la fracción del tubo que no está sumergido.

$$Q_E = Q_{SEN} + Q_{LAT} + Q_{R2} + Q_V$$

Se tiene que, sólo basta con despejar el  $Q_{R2}$ , que en este caso, corresponde al 20% de calor total entregado del sistema. En otras palabras, 1/5 del calor proporcionado por el Diesel no se transfiere al líquido. Lo anterior se puede expresar en el calor disipado por unidad de área del tubo no sumergido. Donde, dicho valor corresponde a.

$$5,35 \text{ kJ/cm}^2$$

Por lo tanto, un cálculo aproximado permite determinar que, si se logra sumergir el tubo 5[cm] más, se puede reducir la pérdida de calor en un 16%. Lo que sin duda alguna aumentaría la eficiencia general del sistema.

#### 4.3.4 Pruebas del calentador sobre la actividad microbiana

##### 4.3.4.1 Grado de contaminación del agua

Estas pruebas se realizaron sacando una muestra de agua al final del proceso, es decir al término de la media hora. Se extrajo una muestra de 250[ml] de agua. Con el objeto de estudiar el desarrollo de *At. ferrooxidans* en esta agua, a la cual se le agregaron los nutrientes del medio basal (MC): 0.4 (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 0.4 MgSO<sub>4</sub> x7H<sub>2</sub>O, y 0.056 KH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> g/l, y se ajustó el pH de esta solución a 1,6.

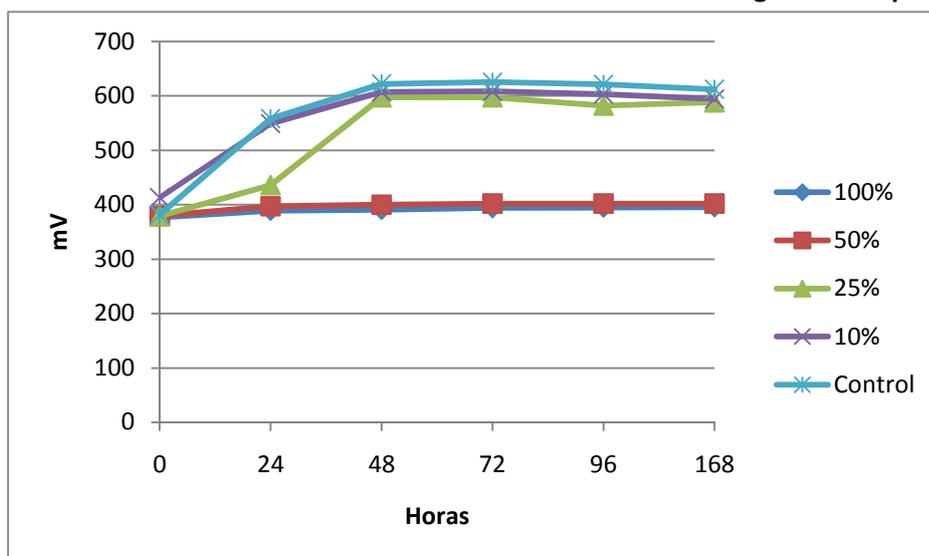
Se realizaron 5 cultivos en los cuales se hizo diluciones de esta solución con medio basal, de modo que se tenía soluciones con 10, 25, 50 y 100% de esta solución. Se realizó también un cultivo control sólo con medio basal, a todos los frascos se les agregó solución de FeSO<sub>4</sub> para dar una concentración final de 2 g/l de Fe(II).

El desarrollo de *At. ferrooxidans* se siguió mediante determinación periódica del potencial redox de las soluciones.



Figura 16: Muestras de los cultivos.

Grafico 19: Potencial Redox de las distintas muestras a lo largo del tiempo.



En el gráfico 19 se presenta una comparación de los resultados obtenidos para el desarrollo del Eh en los 5 frascos de cultivos. Se puede observar que los cultivos realizados con la solución directamente (100%) y con dilución al 50% fueron inhibidores del desarrollo de las bacterias Fe oxidantes utilizadas en estas pruebas. El cultivo realizado con la solución 25% presentó oxidación aunque algo más lenta. No se observó efecto negativo sobre las bacterias para la solución que contenía 10% de la solución en estudio.

#### 4.3.4.2 Análisis del COT Carbono Orgánico Total

Se realizó análisis del COT (Carbono Orgánico Total) presente en la muestra de agua que se utilizó en el estudio sobre la actividad bacteriana oxidante de Fe(II) por un cultivo de *Acidithiobacillus ferrooxidans*. Esta muestra de agua presentaba una suspensión de hollín, particularmente en las paredes del vaso de precipitados con que fue tomada desde el equipo calentador. Como control se utilizó una muestra de agua potable que fue la utilizada en el equipo para calentar.

**Tabla 4: Resultados del análisis del COT.**

Muestra	COT [mg/l]
Agua Potable	1,25
Muestra calentada en el equipo	17,0

Este resultado muestra la gran cantidad de material orgánico que contenía esta muestra de agua. La cual fue calentada y que una vez contactada con las bacterias directamente o diluida al 50% impidió su desarrollo.

Estos análisis fueron realizados en Laboratorios de Sernageomin.

#### 4.3.5 Efecto del calor y los desechos de combustión.

EL estudio realizado a continuación se llevó a cabo en el Laboratorio de Biohidrometalurgia del Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología.

Se preparó un cultivo mixto de bacterias biolixivantes a partir de un inóculo de bacterias. Este inóculo está constituido por las siguientes especies bacterianas: *At. ferrooxidans*, *At. thiooxidans*, *Leptospirillum ferrooxidans* y *Sulfobacillus thermosulfidooxidans*. El objetivo era de obtener 65 litros de solución con una concentración de aproximadamente  $10^6$  bacterias/ml.

También se preparó un concentrado de medio basal, para agregarlo a la solución de 65 litros, en los cuales se agregarían las bacterias y con el objeto de que las bacterias no sufrieran un choque osmótico al contactarlas con el agua o solución del proceso.

Los nutrientes del medio basal (MC) utilizado: 0.4  $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_4$ , 0.4  $\text{MgSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ , y 0.056  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  g/l, y en este caso no se ajustó el pH, por lo que este estaría alrededor de 6,5.

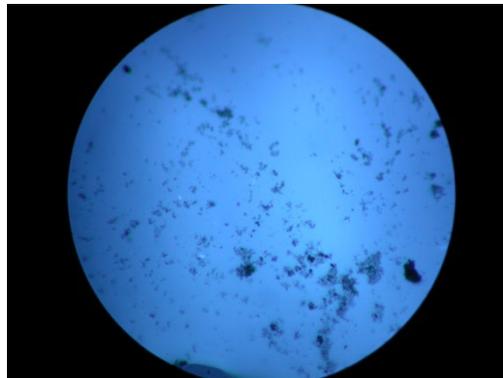
Se tomó una muestra de 100 ml de la solución conteniendo las bacterias inmediatamente después de colocarlas en el calentador, Muestra  $t_0$  y se tomó una segunda muestra  $t_f$  (final) luego de realizar el calentamiento de la solución en el equipo calefactor hasta una temperatura de 60°C. Las dos muestras presentaban partículas de hollín, pero la muestra  $t_f$  mucho más, por lo que esta última se filtró a través de un papel filtro Whatman N°4. Este papel se utiliza normalmente en los laboratorios químicos para separar precipitados. Sin embargo, el filtrado obtenido, aun presentaba una cierta cantidad de material negro en suspensión. Con estas dos soluciones la  $t_0$  directa y la  $t_f$  filtrada se procedió a aplicar la técnica de CARD-FISH, filtrando a través de un filtro de policarbonato con 0,2  $\mu\text{m}$  de diámetro tamaño de poro, luego del tratamiento con formaldehído para fijar las células. Es

importante decir, que tanto la muestra  $t_0$  como el filtrado obtenido de la muestra  $t_f$ , aun presentaban una cierta cantidad de material negro en suspensión.

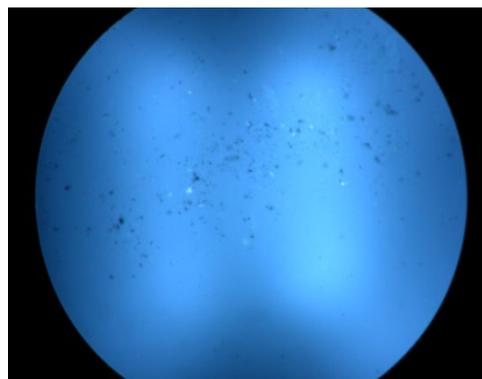
La técnica de CARD-FISH permite identificar las especies bacterianas presentes en una muestra gracias a que se utilizan sondas específicas que reconocen a una determinada especie en la muestra problema, las que hibridizan con el DNA de las células sólo si es que las células son viables.

Una pequeña porción del filtro proveniente de las soluciones recién filtradas para la técnica de CARD-FISH fueron teñidas inicialmente con DAPI para asegurarse que en ambas se encontraban bacterias. Efectivamente se encontraban bacterias, pero además una buena cantidad de material particulado como hollín, tanto en la muestra tiempo cero como la final.

En las Figuras 17 y 18 se presentan fotos al microscopio de epifluorescencia en la cual se muestra la presencia de estas partículas negras tanto en la muestra  $t_0$ , como en la muestra  $t_f$ .



**Figura 17: Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta partículas en suspensión de la solución en  $t_0$ . Se observan 2-3 bacterias en el campo.**



**Figura 18: Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta partículas en suspensión de la solución en  $t_f$ , filtrada. Se observan bacterias en el campo.**

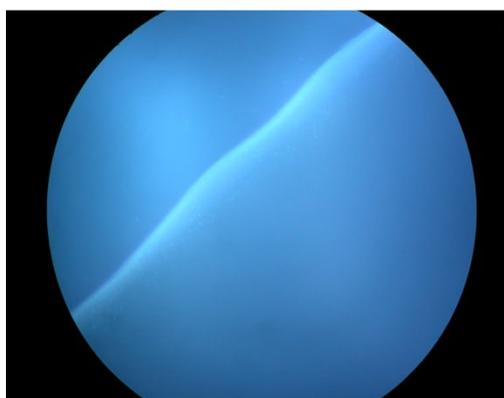
Se realizó Recuento de ambas soluciones teñidas con DAPI y los valores obtenidos se presentan en la Tabla 5.

**Tabla 5: "Recuento de bacterias por Tinción con DAPI."**

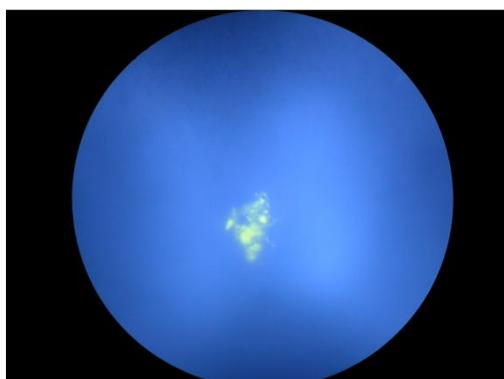
Muestra de solución O.R.	Recuento de bacterias por DAPI
Tiempo Cero O.R.	$4,8 \times 10^5$ bacterias/ml
Tiempo Final O.R.	$2,1 \times 10^4$ bacterias/ml

De los resultados presentados en la Tabla 5, se observa que las bacterias al final del experimento disminuyeron más de un orden de magnitud. No se sabe aún si estas bacterias son viables.

Al aplicar la técnica de CARD-FISH las células en los filtros que han sido previamente fijadas con formaldehído y agarosa son lavadas numerosas veces con distintos reactivos, agua destilada y desionizada, alcohol, ácido clorhídrico, PBS, etc. Debido a esto los compuestos del hollín se fueron en gran parte en ambas muestras, pero asociados a ellos también se fueron muchas bacterias, por lo que los recuentos realizados durante la observación al microscopio al momento de observar las tinciones con CARD-FISH fueron menores a los determinados inicialmente y que aparecen en la Tabla 5. También las células tendieron a aglomerarse entre sí en todas las muestras observadas, lo que dificultó bastante el conteo. En las Figuras 19 y 20, se puede observar dicho fenómeno.



**Figura 19. Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta las bacterias aglomeradas teñidas con DAPI en una zona del filtro.  $t_0$ .**



**Figura 20. Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta las bacterias aglomeradas teñidas con DAPI en una zona del filtro.  $t_f$ .**

Debido a los bajos números de bacterias que se encontraban presente en los filtros de ambas soluciones, no fue posible realizar un conteo de ellas, fundamentalmente las células totales (teñidas

con DAPI). Lo anterior, con el objeto de determinar las concentraciones iniciales y finales de las distintas especies bacterianas utilizadas. Pero si fue posible evaluar las pocas células que se encontraban teñidas con CARD-FISH, por lo que en este trabajo se entregarán resultados cualitativos de la presencia de bacterias biolixivantes en ambas soluciones. En todas las muestras  $t_0$  y  $t_f$  fue posible detectar las distintas especies que se encontraban inicialmente en el inóculo, en ambos casos en números bajos, pero no detectándose un efecto negativo total sobre la población bacteriana por efecto de la temperatura que ellas debieron soportar.

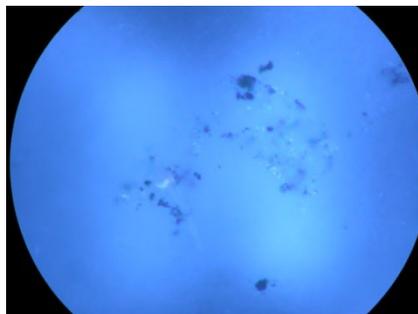
En las Figuras 21 y 22 se presentan fotos al Microscopio de Epifluorescencia de algunas imágenes observadas en las dos muestras, de algunas especies como *At. thiooxidans* y *Leptospirillum ferrooxidans*. En la Figura 23 se muestra la presencia de bacterias teñidas con DAPI junto con partículas de compuestos tipo hollín en la muestra  $t_0$ .



**Figura 21.** Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta células de *At. thiooxidans* teñidas con CARD-FISH en la muestra  $t_0$ .



**Figura 22.** Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta células de *Leptospirillum ferrooxidans* teñidas con CARD-FISH en la muestra  $t_f$ .



**Figura 23.** Foto al microscopio de epifluorescencia que presenta las bacterias aglomeradas teñidas con DAPI en una zona del filtro.  $t_0$ .

## 5 Discusión

Este trabajo presenta un estudio en lo que se refiere a combustión sumergida, transferencia de calor y al efecto de este tipo de calentadores sobre los microorganismos presentes en las pilas de biolixiviación. Este proyecto es capaz, por sí solo, de plantear nuevas opciones o mejorar las existentes para aumentar el rendimiento de este tipo de calentadores con esta tecnología.

En la actualidad, no se posee un conocimiento total sobre los efectos de los desechos orgánicos provenientes de la combustión del Diesel sobre las bacterias, así como también de los gases que este desprende al combustionar. Pero por un raciocinio previo y conociendo a los microorganismos en general, se puede deducir lo que podría ocurrir, debido a que las bacterias necesitan condiciones ambientales estrictas para sobrevivir, como lo es el pH, temperatura, etc. Sin embargo, existen muchos factores dentro del calentador y que, en su conjunto, no es posible determinar que podría ocurrir con la actividad y proliferación bacteriana.

El uso de los calentadores en base a llama sumergida está comenzando a ser analizado por las empresas mineras y este interés se justifica por varias razones, de entre las que se destacan; una mayor transferencia de calor hacia la solución a calentar, debido a que la llama al estar sumergida transfiere todo su calor a su alrededor, en donde se encuentra el líquido; menores emisiones contaminantes; no requiere de intercambiadores de calor para calentar el fluido del circuito lo que minimiza gastos de corrosión; no requiere de tratamiento de agua como las calderas tradicionales y estos equipos operan a presión atmosférica por lo que no requiere de un operador. Estas características hacen posible que el sistema esté comprometido con el medio ambiente haciendo el proceso sustentable e incluso permitiendo ahorros en comparación con los procesos que se llevan a cabo hoy en día.

### 5.1 Evaluación Técnica

#### 5.1.1 Aspectos operacionales

La razón principal del porqué no se pudo hundir más el tubo es porque se necesita aire comprimido para evacuar el agua que entra por este. Mientras más hundido esté, más flujo de aire se necesitará, ya que habrá una mayor cantidad de agua que deberá ser expulsada del tubo. Al proporcionar una mayor cantidad de aire comprimido hacia el este, parte se devuelve por donde existe una mayor diferencia de presión, esto es, devolviéndose por el mismo tubo y saliendo por ventilador del quemador, ocasionando graves problemas de operación. Al salir el aire por el ventilador del quemador hace que no entre todo el aire necesario por éste. Esto causa que la llama no se encienda correctamente y en varias oportunidades se apague, debido a que se acciona el sensor de emergencia del quemador. Incluso podría producirse un daño irreparable al ventilador y al circuito controlador del quemador. Al primero, porque el aire al salir por ahí, en vez de entrar, fuerza a las aspas del ventilador a girar en sentido contrario y al segundo porque al devolverse la llama por el cañón del quemador alcanza a tocar dicho circuito, además se filtra combustible por la parte superior

del quemador. Si se quema el circuito controlador del quemador, este queda completamente inutilizable.

Uno de los métodos que se utilizó para solucionar el problema fue la incorporación de aire comprimido por el mismo ventilador del quemador, es decir, la totalidad de aire del sistema entraría por este último. Al realizar esta prueba la mayor parte del aire no era expulsado por el fondo del tubo de llama, si no que se devolvía por la boquilla del quemador, dañando seriamente la bomba de combustible. Al producirse dicho daño, éste dejó de funcionar, ya que no succionaba el combustible necesario, y tampoco se producía la chispa que enciende el combustible. Cabe señalar que la chispa se produce, si y solo si, el sistema controlador del quemador detecta que el flujo necesario de combustible está circulando, por lo que rápidamente se llegó a la conclusión de que la bomba estaba totalmente inutilizable.

Otro aspecto importante de un flujo de aire demasiado grande, es que no se calentará tanto, debido a que pasará muy rápido por el tubo, en otras palabras, no estaría suficiente tiempo en contacto con la llama. Por lo tanto, en caso de que se pudiera hundir más el tubo sin tener los problemas que se mencionaron anteriormente, habría que ir variando la cantidad de aire hasta llegar al punto en que es capaz de evacuar el agua del tubo y que su temperatura sea lo suficientemente elevada para transferir la mayor cantidad de calor al liquido a medida que va subiendo por éste.

Es por esto, que se encontró que a 3 [L/seg] de aire comprimido y una profundidad del tubo de 8[cm] permiten que todo los problemas descritos anteriormente no ocurran, y que el quemador funcione correctamente y de forma segura.

Por lo dicho anteriormente, se puede aseverar que se llegó a un óptimo para la configuración antes señalada. Cualquier manipulación de estas variables, implican que el calentador no opere correctamente.

### 5.1.2 Transferencia de calor

En la mayoría de los casos se muestra una clara tendencia del sistema a alcanzar una temperatura constante en el tiempo. En otras palabras, se alcanza el estado estacionario en todos los casos al superar los 10 minutos de operación. Sin embargo, se puede observar en el gráfico 2 y 5, que corresponden a un flujo de 0,5[L/min], que existe un incremento constante a lo largo de 5 minutos. Esto se explica en que el proceso comenzó en frío en ese momento, por lo que, al encender el quemador la temperatura comenzó a subir a medida que transcurría el tiempo, lo que no se aprecia en los gráficos homólogos a los flujos de 1 y de 1,5 [L/min]. Si bien al término de cada prueba se dejó enfriar el calentador por cerca de 3 horas, no se alcanzó a enfriar de la misma manera que en el primer caso que no había sido utilizado en todo el día. Lo anterior, no representa una desconfianza en los datos, ya que en todos es posible apreciar que la mediciones de temperaturas se mantienen constantes a lo largo de más de la mitad del tiempo, razón por la cual se procedió a apagar el equipo.

Por su parte, la temperatura del tubo es la que registra un valor más alto debido a la gran cantidad de radiación que recibe por parte de la llama, tornándose al rojo vivo cerca de los 520°C. Dado que una parte del tubo está fuera de la solución, por lo que se tiene que una porción del calor proporcionado por la llama se irradia hacia el exterior. Lo anterior muestra una ineficiencia en el

proceso, ya que como se dijo anteriormente, no fue posible sumergir el tubo completamente, lo que se traduce en que ese calor no se está aprovechando para el calentamiento del agua.

Otro aspecto importante tiene directa relación con la diferencia de temperatura entre los gases de salida del tubo y el vapor que sale por la chimenea. Estas dos temperaturas determinan el calor que se trasfiere al líquido por efecto de las burbujas. En los tres casos analizados, la diferencia fue estadísticamente indiferente, debido principalmente a que el flujo de gases ( $F_g$ ) no varió en ningún caso y además, la proporción del tubo que se encontraba sumergido era siempre la misma (8[cm]). Si se introdujeran más gases al sistema, en particular, desde el compresor, debiera aumentar el número de burbujas producidas en el líquido y por ende, ocurrir una mayor transferencia de calor por ésta causa. Por otro lado, el tubo al estar poco sumergido, los gases calientes que provienen de la combustión del Diesel no alcanzan, en su trayecto hacia la superficie, a transferir la totalidad del calor al agua. En un caso ideal, lo que debiera ocurrir, sería que los gases salieran a una temperatura muy similar a la que se quiere calentar el líquido.

Para tener un mayor detalle sobre la transferencia de calor en el escenario donde el quemador podía funcionar correctamente, fue que se calculó el coeficiente de transferencia de calor por las burbujas de aire caliente ( $h_{ia}$ ). Los datos obtenidos a lo largo de la operación, en los tres casos observados, reflejan una estabilización en el tiempo, por lo que se deduce que se llega al estado estacionario. El valor obtenido es muy similar para los tres casos, el cual corresponde a  $0,33 \pm 0,01$  [kW/(m<sup>3</sup>\*°C)].

La obtención un valor para los tres casos, es coherente con lo que se esperaba. Lo anterior, debido a que el coeficiente de transferencia de calor por las burbujas no depende del flujo de agua que circula por el calentador, sino, que depende del flujo de gases que sale por el tubo. Mientras más flujo se aplique, mayor será la cantidad de burbujas producidas, por lo que el  $h_{ia}$  debería aumentar.

Mención aparte merece la temperatura de los gases que salen de la chimenea, lo que puede apreciarse en los gráficos 2, 8 y 14 lo que puede resultar altamente atractivo para la industria. Como se dijo anteriormente, existe una parte del calor entregada por la combustión del Diesel que no se transfiere al agua y que sale como una mezcla de gases de combustión calientes y vapor de agua. Esto puede ser aprovechado para integrar el calor a otro proceso que lo necesite, reduciendo los costos energéticos de la empresa

### 5.1.3 Eficiencia

La eficiencia del punto de vista de la transferencia de calor arrojó un valor máximo de 74% y un mínimo de 64%. Es decir, se aprovecha solo este porcentaje del calor del Diesel en calentar el agua y en la generación de vapor. Lo anterior, si se compara con la eficiencia de una caldera industrial presenta una clara desventaja, que esta última posee una eficiencia promedio de un 82,5%. Ya que la baja eficiencia se debe principalmente, a los pocos centímetros de inmersión del tubo. Sin embargo, con los datos obtenidos es posible calcular la profundidad teórica a la que se debe sumergir el tubo para llegar a un 90% de eficiencia. Esto suponiendo las temperaturas a la que se quiere que el vapor salga por la chimenea y la temperatura con la que se quiere el agua salga del calentador. Además, se supuso que el calor disponible en los gases de salida del tubo es el mismo, lo

que no supone un error, porque el flujo de aire se mantiene siempre constante. Por su parte, el coeficiente  $h_a$  es el obtenido recientemente.

Realizando las suposiciones anteriores se tiene el siguiente cálculo.

$$Z = \frac{Q_g}{h_a \cdot \Delta T_{in} \cdot A}$$

Donde se obtiene que la profundidad para que lo anterior ocurra debe ser de 12,1[cm].

Por otro lado, un beneficio anexo de sumergir más el tubo, es que el área del tubo que no está sumergida disminuirá. Lo anterior, debido a que en las condiciones que opera el calentador actualmente y siguiendo con el balance general del sistema, se pierde 1/5 del calor por este concepto ( $Q_{R2}$ )

$$Q_E = Q_{SEN} + Q_{LAT} + Q_{R2} + Q_V$$

Bajo el nuevo escenario,  $Q_{R2}$  será menor que en el caso anterior, por lo que una mayor cantidad de calor será transferido al líquido.

Se pudo calcular que sumergiendo el tubo a una profundidad de 13[cm] las pérdidas de calor por esta causa se reducirían en un 16%.

#### 5.1.4 Efecto en microorganismos

Un aspecto bastante negativo, es el efecto que tiene este tipo de calentador sobre los microorganismos. Los resultados arrojaron que los compuestos emanados de la combustión y que se disolvían en la solución eran inhibidoras del desarrollo bacteriano, por lo que no existía oxidación del Fe(II), aspecto reflejado en la medición de potencial redox. Las muestras obtenidas in situ, mostraban una pequeña capa superficial de alguna especie de aceite mezclado con hollín, lo que producía un ambiente adverso al hábitat natural de dichas bacterias. No obstante, la muestra con una dilución al 25% mostró un Eh muy parecido al control, o que hace suponer que existe actividad bacteriana, al igual que a la dilución al 10% que incluso mostró mejores resultados confirmando que los compuestos emanados del combustible son altamente nocivos. Estos resultados fueron obtenidos sólo considerando el efecto de los desechos orgánicos que se mezclan con el agua y no el efecto del calor presente en el calentador.

Las bacterias presentes en el inóculo que contenían inicialmente (al momento de inocular el equipo) *At. ferrooxidans*, *At.thiooxidaans*, *Leptospirillum ferrooxidans* y *Sulfobacillus thermosulfidooxidans*, al contactarlas con el calentador se vieron afectadas por la presencia de compuestos orgánicos en forma de partículas de color negro que afectaron de inmediato la concentración de ellas en la

solución disminuyendo luego de 30 minutos desde  $4,8 \times 10^5$  a  $2,1 \times 10^4$  bacterias/ml determinadas por Recuento mediante Tinción con DAPI. Lo que explica el gran efecto negativo que tuvieron los desechos orgánicos sobre las bacterias. Estudios realizados [23] han mostrado que estas bacterias quimiolitotróficas, las cuales obtienen la energía de la oxidación de compuestos inorgánicos tienen una gran intolerancia a los compuestos orgánicos. Estos pueden producir en algunos casos lisis celular, como en el caso de ácidos orgánicos o asociarse a su superficie impidiéndoles poder obtener el oxígeno necesario para su respiración, como en el caso de compuestos del tipo parafinas.

No fue posible determinar mediante CARD-FISH, el efecto que este calentamiento produjo sobre las concentraciones de las distintas poblaciones presentes en el inóculo, debido a que al aplicar esta técnica se realizan numerosos lavados que por un lado eliminaron en gran parte las partículas orgánicas presente, pero estas últimas arrastraron a gran parte de la población bacteriana, por lo que las poblaciones totales disminuyeron a aproximadamente  $10^3$  bacterias/ml. Por ende, no fue posible determinar las concentraciones de las respectivas poblaciones viables. Las bacterias se encontraban en muchos casos adheridas a estas partículas.

Utilizando la técnica de CARD-FISH, se determinó que en todos los casos se encontraban células viables de las 4 especies, tanto en la muestra  $t_0$  como en la muestra  $t_f$ , esto permite concluir que la temperatura no generó un efecto tan negativo como se esperaba y esto se debería a que el tiempo de exposición a altas temperaturas fue sólo de 30 minutos. En cambio, el efecto de las partículas orgánicas y otros compuestos provenientes de la combustión del Diesel si mostró un efecto negativo sobre toda la población bacteriana presente en el inóculo inicial.

Por lo dicho anteriormente, no es recomendable este esquema como se propone en este trabajo. Sin embargo, se pueden sugerir esquemas que usan el sistema del quemador sumergido sin contaminación, lo que se muestra en el apartado "Recomendaciones" de este proyecto.

## 6 Conclusiones

- Se logró llevar a cabo el diseño de un calentador de llama sumergida, en base a petróleo Diesel, para el calentamiento de agua que contenía bacterias biolixivantes utilizada para el riego de las pilas de biolixiviación. Se gestionó la construcción de éste y se desarrollaron diversas pruebas que se tradujeron en el correcto funcionamiento del calentador.
- El flujo de aire comprimido y profundidad del tubo de llama que permite un correcto funcionamiento del equipo, es de 3[L/seg] y de 8[cm] respectivamente. Para valores distintos a los anteriores el quemador no opera de manera correcta ni segura.
- Se logró caracterizar experimentalmente el calentador, de manera que se pudo determinar el valor del coeficiente de transferencia de calor de los gases de salida del quemador a la solución a través de las burbujas. Esto hace posible definir la ecuación de diseño que determina la velocidad y eficiencia del proceso de transferencia de calor en este equipo.
- Se obtuvo un valor similar de  $h_{ga}$  para los tres flujo de agua analizados, el cual resultó en  $0,33 \pm 0,01$  [kW/(m<sup>3</sup>\*°C)].
- Se registró una eficiencia máxima del calentador de un 74% y una mínima del 64%.
- Se demostró que para alcanzar un 90% de eficiencia se debe sumergir el tubo a 12,1[cm].
- Este tipo de calentadores es más eficiente calentado agua a una temperatura menor de 100°C que generando vapor.
- La solución que contiene desechos de combustión, es claramente inhibidora del desarrollo bacteriano de *At. ferrooxidans* para el crecimiento y oxidación de Fe(II) cuando se utiliza al 100% o diluida al 50% con medio basal.
- Se encontraron células viables de las 4 especies, tanto en la muestra  $t_0$  como en la muestra  $t_f$ , lo que se traduce en que la temperatura no generó un efecto negativo directo. No así, el efecto de las partículas orgánicas provenientes de los desechos de combustión.
- El proceso de calentamiento de una suspensión de bacterias afectó la concentración de la población total la que disminuyó en un orden de magnitud de  $4,8 \times 10^5$  a  $2,1 \times 10^4$  bacterias/ml. Esto hace que no sea recomendable utilizar este esquema de calentamiento en presencia de microorganismos.

## 7 Recomendaciones

En base al trabajo realizado con el calentador en general, se recomienda cambiar el quemador utilizado por uno que utilice gas natural. Esto, porque el gas natural es un combustible más limpio que el petróleo Diesel, por lo que sería menos invasivo a la proliferación celular y a su actividad oxidativa. El Diesel al ser un combustible líquido debe atomizarse para la combustión y no existe un método que sea capaz de pulverizarlo al punto de asemejarlo a un gas. Lo anterior, permite visualizar que existe una parte del combustible no combustionada (ineficiencia de combustión) y éste cae a la solución contaminándola directamente. Además desde el punto de vista económico el escenario mejorará para la industria que utilice gas natural gracias a la planta existente en Quinteros. Si bien, ellos tienen un contrato de exclusividad con ENAP, termina en el corto plazo, por lo que será más fácil obtener gas natural y a un precio más competitivo.

Además sería mucho más eficiente el uso de un quemador que incorporara una línea directa de aire comprimido, algo parecido al quemador del prototipo 1, ya que así se podría bombear una mayor cantidad de aire que sería capaz de evacuar un mayor volumen de agua dentro del tubo y así este poder sumergirlo en mayor cantidad para aprovechar el calor por radiación que emite el sistema a través de este último. Sin embargo, para efectos de seguridad de operación y para un correcto funcionamiento debe poseer un encendido automático y sensores de llama, aspectos que no poseía el quemador del prototipo 1.

Si se sigue utilizando Diesel, un aspecto importante que permitiría una mejor eficiencia en el proceso, sería alimentar el flujo de agua por cañerías que rodearan, como un serpentín, la fracción del tubo que no se encuentra sumergida bajo el agua, así el agua fría adquiriría parte del calor de la pared del tubo antes de entrar al contenedor de agua.

Para evitar una contaminación del agua principalmente por la ceniza y el hollín, se podría hacer un proceso de calentamiento en 2 etapas, donde la primera etapa operara con un flujo muy bajo de agua produciendo una gran evaporación de esta. Luego el vapor, que no posee desechos orgánicos, condensarlo en un segundo estanque, el cual contendría a las bacterias, calentando la solución gracias al calor latente del vapor. Incluso parte de este mismo vapor, se podría bombear por debajo de las pilas de biolixiviación. Con respecto al flujo de agua del primer estanque, se podría tratar para extraer los desechos orgánicos y verterlos en el segundo estanque. Posteriormente la solución de éste último estanque se utilizaría para regar las pilas. Así se evita un contacto directo de los desechos orgánicos con las bacterias.

Dada la alta temperatura de los gases de salida, se podría realizar un proceso de integración energética con otro proceso, con el fin de ahorrar costos y aprovechar aun más la energía proporcionada por el Diesel, en este caso.

## 8 Bibliografía

- 1) **Comisión Chilena del Cobre (COCHILCO).** *Anuario de estadísticas del cobre y otros minerales.* 1987-2007.
- 2) **ProCobre**  
<http://www.procobre.cl/principalchile.htm> [en línea]
- 3) **CEPAL.** *Situación y tendencias recientes del mercado del cobre.*2000
- 4) **R. Perry, D. Green.** *Perry's chemical engineers handbook.* s.l. : McGraw-Hill Book Co, 1999.
- 5) **N. Pradhan, K.C. Nathsarma, R.K. Srinivsa.** *Heap bioleaching of chalcopyrite.* s.l. : Mineral Engineering,2008. pags. 355-365. 21.
- 6) **Codelco Chile División Andina.** *Desarme y muestreo final de pila de biolixiviación.*2010.
- 7) **Wolfgang Sand, Tilman Gehrke, Peter-Georg Jozsa, Axel Schippers.** *\_Bio/ chemistry of bacterial leaching—direct vs. indirect bioleaching.* Elsevier, 1999, p. 159-160.
- 8) **Axel Schippers and Wolfgang Sand.** *Bacterial Leaching of Metal Sulfides Proceeds by Two Indirect Mechanisms via Thiosulfate or via Polysulfides and Sulfur.* Abteilung Mikrobiologie, Institut für Allgemeine Botanik, Universität Hamburg, D-22609 Hamburg, Germany. 1998, Vol. 65, No. 1. p 320.
- 9) **Douglas E Rawlings.** *Characteristics and adaptability of iron- and sulfur-oxidizing microorganisms used for the recovery of metals from minerals and their concentrates.* Department of Microbiology, University of Stellenbosch, Private BagX1, Matieland, 7602, South Africa. 2005, p. 2-3.
- 10) **M. Boon, G. Hansford, J. Heijnen.** *The role of bacterial ferrous iron oxidation in the biooxidation of pyrite, in biohydrometallurgical Processing I,* eds. T. Vargas, C.A. Jerez, J.V. Wiertz and H. Toledo, 153-163, University of Chile, Santiago (1995).
- 11) **D. Readett, L. Sylwerstrzak.** *The life cycle of a chalcocite heap bioleach system.* s.l.: Hydrometallurgy, 2003. pags. 365-374.
- 12) **P.D. Franzmann, C.M. Haddad, R.B. Hawkes , W.J. Robertson, J.J. Plumb.** *Effects of temperature on the rates of iron and sulfur oxidation by selected bioleaching Bacteria and Archaea: Application of the Ratkowsky equation.* Elsevier, 2005, p. 1308-1309.
- 13) **Minería chilena.**  
<http://mineria-chilena.blogspot.com>. [en línea]  
2010

- 14) **Vicepresidencia Corporativa de Servicios Compartidos. Codelco Chile.** *Proyecciones de insumos relevantes 2010-2015 y largo plazo, p-6.*
- 15) **Paul E. Minton.** *Handbook of evaporation technology. Noyes 1986, p.100*
- 16) **P. A. Iyer and Chieh Chu.** *Submerged Combustion. Elsevier, 1971, p.1*
- 17) **Maivainsa S.L.** *Combustión.2000, p.1-14.*
- 18) **A. N. Alabovskii and V. T. Rogovoi.** *Investigating heat transfer in submerged combustion apparatus equipped with a circulating pipe. Consultant bureau. New York, 1970, p.24-26.*
- 19) **Susana N. Espiniza, Guillermo L. Manzini.** *Fundamentos de Transferencia de Calor.2000, p.1-18.*
- 20) **Brizuela, E. y Loza J.C, 2003.** *Combustión. Facultad de Ingeniería UBA, Departamento de Ingeniería Mecánica, Buenos Aires, 2003.*
- 21) **Javier Bonilla, Magda Carranza, Manuel Castillo, Karina Aguirre, Jorge Casasola, Alvaro González, Alberto Belthetón, Analy Castillo, Estuardo Juárez, Fernando Lemus, Oscar Bances, Rocío Donis, Héctor Estrada, Astrid Rubio, Roberto Cahueque, Fernando González, Sofía Rodas, Rdgar Villagrán.** *Eficiencia energética de una caldera. Facultad de ingeniería, Universidad Rafael Landívar. Quetzaltenango, Guatemala, 2009.*
- 22) **Juan Tibaquirá G, Mauricio Carmona G. Andrés Acosta O.** *Diseño y construcción de un quemador experimental de acpm de alta presión tipo cañón. Universidad de Pereria. Colombia, 2003.*
- 23) **B. Escobar, L. Quiroz and T. Vargas.** *Effect of flotation and solvent extraction reagents on the bioleaching of copper concentrate with Sulolobus Metallicus. Centro de Estudios Hidro/Electrometalúrgicos. Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología. Universidad de Chile, 2009.*
- 24) **Andrés Ruz Espinoza.** *Diseño, construcción y pruebas de un quemador de gas. Estudio de diseño de torre precalcinadora para planta de producción de clinker. Departamento de Ingeniería Química y Biotecnología. Facultad de Ciencia Físicas y Matemáticas. Universidad de Chile, 2008.*

## 9 Anexos

### 9.1 Datos utilizados en los cálculos

	Unidad	Valor
Poder calorífico del Diesel	45000	kJ/kg
Calor específico del agua	4,18	kJ/kg*°C
Calor latente del agua	2253	kJ/kg
Constante de Boltzman	$5,67 \cdot 10^{-8}$	W/m <sup>2</sup> *K <sup>4</sup>
Densidad del aire (400°C)	1,92	gr/lt

### 9.2 Pruebas prototipo 1

Antes de realizar las pruebas se desarmó el quemador para estudiar su funcionamiento.

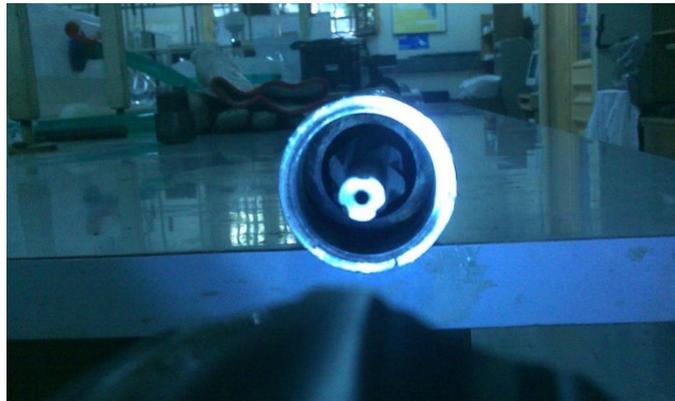


Figura 24: Parte interna del quemador, por el centro circula el Diesel y por fuera en forma de remolino el aire.

Luego de su limpieza y estudio se realizaron las pruebas.



**Figura 25: Llama encendida por un 1 minuto dentro del tubo y con la punta del quemador a 5[cm] de la parte final del tubo.**



**Figura 26: Llama encendida por un corto periodo de tiempo dentro del tubo y con la punta del quemador a 70[cm] de la parte final del tubo.**



**Figura 27: Llama encendida en forma horizontal sin tubo de llama, donde se puede apreciar la atomización del combustible.**

### **9.3 Pruebas en el calentador.**

Mientras se hacían las pruebas al calentador definitivo se tomaron las siguientes fotografías.



**Figura 28: Llama sumergida dentro del calentador, se pueden apreciar impurezas en el líquido**



Figura 29: Tubo de llama al rojo vivo.



Figura 30: Termocuplas conectadas a los termómetros registrando datos en pruebas preliminares.



**Figura 31: Vapor emanando del agua caliente que sale del proceso.**

## 9.4 Temperaturas obtenidas

Para el flujo de 0,5[L/min]

Tiempo	T1 (gases)	T2 (tubo)	T3 (vapor)	T4 (agua out)	T5 (agua in)
0	534,2	502,3	126,1	39	18,8
1	520,5	505,3	132,2	53,2	20,3
2	540	510,9	141,1	57,4	16,4
3	520,3	508,5	140,6	61,1	15,2
4	464,9	510,3	147,7	64,5	15,5
5	453,2	515,4	148,7	68,8	15,7
6	440,9	519,3	150,6	69,2	16
7	407,8	520,5	145,3	71,2	16
8	401,6	524	151,7	75,2	16
9	398	527,4	155,3	75,6	15,8
10	396,5	530,1	156,3	77,2	16,2
11	393,4	528,5	151,1	77,9	16,2
12	389,2	529,4	153,1	78,5	16,4
13	392,5	532	154	78,8	16,7
14	387,7	532,1	153,4	79,3	16,2
15	388,2	531,7	154,5	79,8	15,4
16	395,9	534,5	159,9	79,7	16,3
17	393,4	530,1	155,6	79,9	15,9
18	380,8	529,8	160,1	79,9	16,1
19	383,7	532,1	155,6	79,5	16,1
20	385,2	533	157,4	79,8	16
21	388,3	536,8	156,4	79,9	15,8
22	390,1	532,4	155,2	80	15,7
23	386,2	533,1	155,1	79,8	15,9
24	387,4	540	155,7	79,9	16,1
25	384,3	537,2	154,8	79,7	16
26	389,5	536,8	155,6	79,6	16,2
27	390	535	156,3	79,8	15,9
28	386,7	538,1	154,2	79,6	15,9
29	388,1	534,8	155,9	79,9	15,8
30	390,2	532	157,1	79,8	15,9

Para el flujo de 1[L/min]

Tiempo	T1 (gases)	T2 (tubo)	T3 (vapor)	T4 (agua out)	T5 (agua in)
0	380,7	518,3	156,1	79,2	17,5
1	381,4	515,3	151,2	78,4	16,7
2	388,5	520,1	150,9	77,3	16,5
3	381,2	525,6	159,4	76,4	16,4
4	383,1	527,2	156,9	76,4	15,9
5	381,3	532,1	153,6	76,4	15,9
6	385,6	532,8	151,1	76,3	15,6
7	380,2	535,5	145,9	76,4	15,6
8	360,3	537,9	139,2	76,7	15,4
9	363,8	537,4	140,3	76,4	15,6
10	365,6	538,2	141,2	76,3	15,6
11	370,4	539,1	145,4	76,5	15,7
12	368,4	540,4	146,3	76,4	15,6
13	370,2	540,9	140,3	76,4	15,8
14	381,3	542,1	149,5	76,3	16
15	370,7	545	144,2	76,7	16,1
16	370,9	549,2	143,7	76,5	15,6
17	372,3	550	148,9	76,4	15,7
18	375,4	548,2	148	76,2	15,8
19	375,8	547,2	144,2	76,4	15,6
20	374,4	548,2	145,5	76,5	15,6
21	375,2	546,3	148,6	76,4	15,7
22	376,3	548,9	144,3	76,4	15,4
23	375,4	549,3	146,8	76,4	15,9
24	375,3	550,2	143,6	76,4	16,1
25	378,3	549,2	146	76,7	15,8
26	375,3	548,5	148,4	76,6	15,6
27	377,2	548,1	147,2	76,6	15,7
28	373,8	549,2	148,7	76,5	15,6
29	374,7	550	146,5	76,4	15,7
30	375,7	548,7	147,1	76,5	15,8

Para el flujo de 1,5[L/min]

Tiempo	T1 (gases)	T2 (tubo)	T3 (vapor)	T4 (agua out)	T5 (agua in)
0	393,2	518,3	177,2	79,2	16,6
1	387,2	527,2	177,8	78,6	17,5
2	386,3	527	171,2	77,3	17,2
3	414,3	515,2	166,2	76,1	16,4
4	417,2	550,2	156,4	74,2	16,2
5	404,5	543,2	157,4	73,9	15,9
6	400,3	560,1	151,9	72,5	15,5
7	389,4	549,2	152,9	72,5	15,4
8	409,1	571,8	149,2	72,5	15,6
9	389,5	560,2	143,4	72,1	15,7
10	385,3	558,4	142,2	72,6	15,3
11	387,2	552,3	145,2	72,7	15,4
12	384,3	557,3	144,6	72,1	15,3
13	388,5	554,2	146,7	72,4	15,6
14	386,4	555,5	145,4	72,1	15,7
15	384,3	557,3	143,9	72,3	15,5
16	387,2	558,2	144,6	71,3	15,4
17	388	554,8	146,1	72,4	15,6
18	385,9	555,6	145,3	72,8	15,2
19	384,3	555,6	144	72,9	15,3
20	387,6	555,8	148,2	72,3	15,1
21	386,3	554,3	147	72,1	15,6
22	384,9	556,7	145,7	72,4	15,4
23	385,8	557,8	144,9	72,5	15,3
24	386,9	556,3	145,1	72,4	15,7
25	388	555,9	147,1	72,3	15,6
26	384,5	556,7	145,8	72,6	15,3
27	385,3	557,5	145,3	72,1	15,4
28	386,7	555,1	145,8	72	15,3
29	387,8	558	146,1	72,5	15,5
30	386,4	557,8	145,5	72,4	15,6

## 9.5 Valores de $h_{1a}$

0,5 [L/min]	1[L/min]	1,5[L/min]
0,45	0,31	0,27
0,45	0,33	0,26
0,44	0,33	0,27
0,44	0,30	0,31
0,39	0,31	0,33
0,38	0,31	0,32
0,37	0,33	0,33
0,36	0,34	0,32
0,34	0,34	0,34
0,32	0,34	0,35
0,32	0,34	0,35
0,34	0,33	0,34
0,33	0,32	0,34
0,33	0,35	0,33
0,33	0,33	0,34
0,32	0,33	0,34
0,31	0,33	0,34
0,33	0,32	0,34
0,30	0,32	0,34
0,32	0,34	0,34
0,31	0,33	0,33
0,32	0,32	0,33
0,32	0,34	0,33
0,32	0,33	0,34
0,32	0,34	0,34
0,32	0,33	0,33
0,32	0,32	0,33
0,32	0,33	0,34
0,32	0,32	0,33
0,32	0,33	0,34
0,32	0,33	0,34