

# Propuesta de tratamiento para la eliminación del manganeso en la Planta de Neutralización de Aguas Ácidas, Victoria-Compañía Minera Volcan S. A. A, Perú

Proposed treatment for the removal of manganese in the Plant Acid Water Neutralization, Victoria - Company Mining Volcan S.A.A, Peru

Recibido: enero 17 de 2017 | Revisado: febrero 10 de 2017 | Aceptado: mayo 15 de 2017

FRANK LOROÑA-CALDERÓN<sup>1</sup>  
WALTER GOMEZ-LORA<sup>2</sup>

## ABSTRACT

Manganese is a common contaminant present in mine water, difficult to remove due to its high solubility over a wide pH range. In recent years, its elimination represents a major challenge for the mining industry. The present study consists in proposing a treatment for the elimination of manganese in the acid neutralization plant of Volcan Mining Company S.A.A. In order to achieve this, two treatment proposals were studied: oxidation by aeration and ion exchange. Between these two methods, the most common system used by mine acid drainage treatment plants, which is oxidation by aeration, was selected. This method was chosen since it is an effective system to eliminate manganese with low operative and maintenance costs. It was concluded that surface aeration is the best option because it has a higher efficiency of aeration and lower energy power absorbed; however, it has a 21% lower oxygen transfer rate. Another less important aspect is that the system of surface aeration by turbine has a cost of 20 990.00 euros, compared with a cost of 37 455.27 euros for a system of aeration by diffusers. In addition, a disadvantage of the diffusers in waters with high concentrations of lime is that the holes are clogged by the carbonation in the tanks.

*Key words:* Acid mine drainage, manganese, aeration, diffusers, surface aerator, oxidation

## RESUMEN

El manganeso es un contaminante común presente en el agua de mina difícil de eliminar debido a su alta solubilidad en un amplio rango de pH. En los últimos años, su eliminación representa un desafío importante para la industria minera (Cruz, Lima, Teixeira, Leao, & Silva, 2010); (M. Bamforth, A.C. Manning, Singleton, L. Younger, & L. Jhonson, 2006) (M. Silva, C. Cunha, D. R. Silva, & A. Leao, 2012) (HE, Yang, & HE, 2010). El presente estudio consiste en proponer un tratamiento para la eliminación del manganeso en la planta de neutralización de aguas ácidas de la Compañía Minera Volcan S.A.A. Para ello, se estudiaron dos propuestas de tratamiento: la oxidación mediante aireación y el intercambio iónico. Entre estos dos métodos se seleccionó el sistema más común utilizado por las plantas de tratamiento de drenaje ácido de mina que es la oxidación por aireación. Este método se eligió ya que es un sistema eficaz para eliminar el manganeso de bajo coste operativo y de mantenimiento. Se concluyó que la aireación superficial es la mejor opción porque presenta una mayor eficacia de aireación y menor potencia energética absorbida; sin embargo, tiene una tasa de transferencia de oxígeno 21 % menor. Otro aspecto menos importante es que el sistema de aireación superficial por turbina tiene un coste de 20.990,00 euros, comparado con un coste 37.455,27 euros para un sistema de aireación por difusores. Además, una desventaja de los difusores en aguas con concentraciones altas de cal es que se obstruyen los orificios por la carbonatación que hay en los tanques.

*Palabras clave:* drenaje ácido de mina, manganeso, aireación, difusores, aerador superficial, oxidación

<sup>1</sup> Universidad Politécnica de Valencia. España.  
frank.ddlc@gmail.com  
<sup>2</sup> Universidad Nacional Federico Villarreal.  
jgomez@unfv.edu.pe

## Introducción

La Planta de Neutralización de Aguas Ácidas (PNAA) de la Planta Concentradora Victoria – Yauli cuenta con una capacidad de tratamiento de 400 l/s que recibe los efluentes de aguas ácidas de las minas Carahuacra y San Cristóbal, el cual ha demostrado las ventajas técnicas y económicas durante su operación. En consecuencia, puede considerarse como tecnología probada y servir de referencia para otros proyectos de tratamiento de efluentes ácidos. Para su operación consta de equipos principales (tanques, bombas, motores, es pesador, ciclones), equipos auxiliares (tanque para lechada cal, poza de emergencia, tanque para preparación de floculantes) y además cuentan con sistemas de instrumentación (potenciómetros, dosificación automática de cal y monitoreo computarizado de las dosificaciones).

Está diseñada para alcanzar los Límites Máximos Permisibles (LMP) para la descarga de efluentes líquidos de actividades Minero – Metalúrgicas regulados en el Decreto Supremo Peruano 010-2010-MINAM. Sin embargo, otra serie de metales como el manganeso no se encuentra regulado en la normatividad citada. En tal sentido, la PNAA no está diseñada para eliminar el manganeso, el cual produce el enlodamiento, coloración y corrosión en las tuberías que recirculan el agua tratada para las operaciones mineras, generando una reducción de caudal y obstrucciones (Gil García & González Pacilio, 2004). Por otro lado, se encuentran poco investigados los efectos adversos o potenciales daños en la vida acuática del medio receptor; sin embargo, genera un deterioro en la calidad del agua para bebida de animales y consumo humano (Acevedo Luyo, 2015). Otra problemática generada por la presencia del manganeso en el agua, es que estos promueven el crecimiento de un grupo de organismos que obtienen energía de la reacción química que ocurre cuando este metal se mezcla con el oxígeno disuelto, conocidos como la bacteria ferrooxidantes como las *Gallionellales*, *Ma-*

*riprofundus ferrooxydans*, *Acidithiobacillus ferrooxidans* y *Leptospirillum ferrooxidans*, dichas bacterias se adhieren a las paredes de las tuberías formando un lodo grueso, agravando el problema de la obstrucción (Mildred, Callejón, & Hernández, 2014).

El manganeso es un metal que ofrece una dificultad técnica para ser eliminado, ya que se presenta en tres posibles estados de valencia en la corteza terrestre (2+, 3+ y 4+) y pueden formar una amplia variedad de óxidos de valencia mixta, siendo las especies de + 3 inestables, es decir, dos iones  $Mn^{3+}$  pueden interactuar de forma espontánea para producir un  $Mn^{2+}$  y un ion  $Mn^{4+}$ , y estos productos son más estables termodinámicamente que las especies de la  $Mn^{3+}$  original (Hem, Study and Interpretation of the Chemical Characteristics of Natural Water, 1985). En consecuencia, en la presente investigación, se plantea la remoción de dicho metal en su forma más general del manganeso, es decir, en ion  $Mn^{+2}$ , que por aireación oxidativa da un precipitado negrozco de  $MnO_2$ .

En tal sentido, el presente trabajo de investigación tiene el objetivo de proponer una mejora tecnológica en el sistema preexistente de tratamiento para cumplir con las futuras exigencias de límites máximos permisibles para la descarga de manganeso en los efluentes líquidos de Actividades Minero – Metalúrgicas, tomando como referencia la legislación ambiental internacional para vertido de efluente minero, los costes (energía y proceso) y las características de diseño de la planta actual. Para dicho fin se evaluó, técnicamente, la tecnología de tratamiento de oxidación mediante aireación y el intercambio iónico. Finalmente, se seleccionó la oxidación por aireación mediante turbinas flotantes.

Las alternativas disponibles para la eliminación del manganeso pueden ser: Oxidación con aire e Intercambio iónico.

De estos dos métodos se seleccionó el sistema más común utilizado por las plantas de

tratamiento de drenaje ácido de mina (Oxidación mediante aireación). Para seleccionar un sistema de tratamiento que sea eficiente y de bajo coste de instalación y energético para adaptarlo al diseño de la PNAA para eliminar el Mn, se comparó los parámetros como la tasa de transferencia de oxígeno, la eficacia de la aireación y potencia energética absorbida entre la aireación por difusores de burbuja fina y un aireador superficial de turbina flotante AQUAFEN 30 kW para oxidar 6508,51 kg Mn+2/d.



Figura 1. Aireador superficial de turbina rápida flotante AQUAFEN 30 Kw – 1 800 T/M

Tabla 1

Ventajas y desventajas de la oxidación con aire e intercambio iónico para la eliminación del manganeso

Técnica	Aplicación	Ventajas	Desventajas
Oxidación por aireación	Eliminación de iones divalentes de manganeso	Bajo costo	Reacción lenta Depende del pH
Intercambio Iónico <sup>3</sup>	Eliminación de las especies iónicas	Las resinas pueden regenerarse si el proceso se realiza en columnas	Alto costo Bajo punto de saturación

Fuente: Elaboración propia

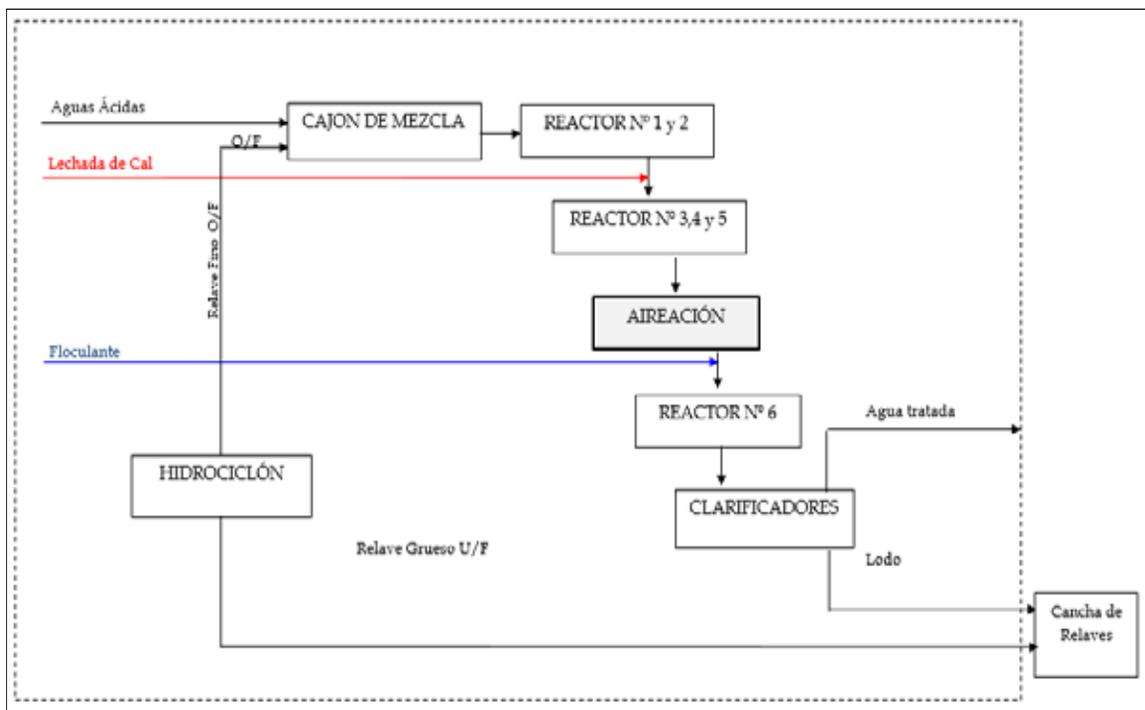


Figura 2. Esquema propuesto para adaptar un sistema de aireación en la Planta de Neutralización de Aguas Ácidas existente.

Fuente: Elaboración propia

<sup>3</sup> **Intercambio Iónico.** Puede ser utilizado en el tratamiento de drenaje ácido de mina, específicamente para eliminación de iones disueltos no deseados dando como resultado un agua de excelente calidad para muchos usos industriales (EPA, Design Manual Neutralization of Acid Mine Drainage, 1983)

## Metodología

En este ítem se desarrolló la metodología para el diseño de difusores de burbuja fina y aireadores superficiales, con la finalidad de realizar las comparaciones de ambos sistemas.

### a) Cálculo del sistema de aireación

$$\text{COS} = (K_L a)_{20} \cdot C_s \cdot V \dots\dots\dots (1)$$

Cs: concentración de saturación de oxígeno en condiciones estándar (mg/l).

$K_L a$ : Coeficiente general de transferencia de materia a 20 °C.

V: Volumen (L)

COS: Velocidad de transferencia de O<sub>2</sub>, (mg de O<sub>2</sub>/s).

*Corrección de la COS para aireadores superficiales mecánicos y difusores:*

$$\text{COR} = \alpha \cdot (\text{COS}) \cdot \frac{\beta \cdot C_{sw} - C_0}{C_s} \cdot \theta^{(T-20)} \dots (2)$$

Donde:

$\alpha$  = Velocidad relativa de transferencia de oxígeno referida a la del agua limpia (sin dimensiones). Los valores suelen estar comprendidos entre 0.68 y 0.94.

$\beta$  = Concentración relativa de saturación referida al agua limpia (sin dimensiones). Es la corrección debida a la salinidad, (prácticamente no depende de la temperatura).

$\theta$  = Constante de corrección de la temperatura, valor 1,024. (ASCE<sup>4</sup>, 2007)

Cs = Concentración de saturación de oxígeno en condiciones estándar (mg/l), Cs = 9.08 mg/l.

Csw = Concentración de saturación de oxígeno para agua limpia en la superficie, a la temperatura y presión reales, T y Pa.

*Eficacia en la transferencia de O<sub>2</sub>:*

La eficacia en la transferencia de oxígeno en unidades de aireación viene dada por la canti-

dad de oxígeno transferido por kwatios-hora (kW-h) o caballo de vapor hora (CV-h). Al igual que la capacidad de oxigenación se puede expresar en condiciones estándar ( $N_o$ ) o en condiciones de trabajo (N). Las expresiones correspondientes son:

$$N_o = \frac{\text{COS}}{\text{kW.h requerido}} \dots\dots\dots (3)$$

$$N = \frac{\text{COR}}{\text{kW.h requerido}} \dots\dots\dots (4)$$

En la Tabla 2 se aprecian los valores de la eficacia estándar de los sistemas de aireación por difusores y superficiales. Sin embargo, estos valores varían dependiendo del fabricante.

Tabla 2

*Resumen de la eficiencia estándar de la aireación (SAE) para sistemas de aireación comercial disponibles.*

Tipo de Aireación	Eficiencia estándar de la aireación (kgO <sub>2</sub> /kWh)
Aireador superficial alta velocidad	0,9-1,3
Aireador superficial baja velocidad	1,5-2,1
Burbujas gruesas	0,6-1,5
Turbinas o jets	1,2-1,8
Burbujas finas	3,6-4,8

*Fuente: (Henze, Loosdrecht, Ekama, & Brdjanovic, 2008).*

### b) Sistema de aireación por difusores:

Los sistemas de difusores introducen aire, suministrada por una soplante, al agua a través de difusores colocados cerca del fondo del tanque.

*Eficacia de los sistemas de aireación por difusores:*

Para el caso de los difusores, la eficacia está dada por:

$$E (\%) = \frac{O_2 \text{ transferido}}{O_2 \text{ introducido}} \cdot 100 \dots\dots\dots (5)$$

<sup>4</sup> ASCE. American Society of Civil Engineers (Sociedad Estadounidense de Ingenieros Civiles).

También se pueden definir condiciones de trabajo (E) y para condiciones estándar (E<sub>o</sub>).

Estableciéndose la siguiente relación:

$$E = \frac{COR}{COS} \cdot E_o \dots\dots\dots (6)$$

$$F * E_o = \left[ \frac{\beta \cdot C_{sw} - C}{C_s} \cdot 1.024^{(T-20)} \cdot \alpha \right] \dots\dots (7)$$

Siendo: F: COR/COS

Esta expresión permite obtener la cantidad de O<sub>2</sub> a introducir, conocida la cantidad real necesaria y la eficacia en condiciones estándar:

$$O_2 \text{ transferido en C.R} = E O_2 \text{ introducido en C.R}$$

*Cálculo de la potencia de una soplante:*

Este cálculo es necesario para suministrar el caudal deseado teniendo en cuenta las pérdidas por rozamientos en los elementos que conducen el aire.

$$P = \frac{W \cdot R \cdot T_1}{75 \cdot n \cdot e} \cdot \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^n - 1 \right] \cdot 0.7457 \dots\dots (8)$$

En la que:

P: Potencia suministrada en kW

W: Caudal de aire en kg/s

R: Constante, para el aire = 29.27 m/K

T<sub>1</sub>: Temperatura a la entrada de la Soplante, K.

P<sub>1</sub> y P<sub>2</sub>: Presiones absolutas a la entrada y salida.

n: Constante, para el aire = 0.283.

e: Eficacia del conjunto motor-soplante (se puede suponer e=0.7)

El caudal del aire, W, se deduce de las necesidades de oxígeno y del rendimiento E característica del dispositivo de difusión.

*Diseño de sistemas de aireación por difusores:*

Se toman como datos de partida las necesidades máximas reales de O<sub>2</sub> y el volumen del

reactor, calculados mediante las ecuaciones que se verán en el tema correspondiente.

La eficacia del proceso de aireación con difusores varía con el calado, con el caudal de aire introducido por cada difusor y con el número de difusores por unidad de superficie (densidad de difusores). Esta eficacia dividida por el calado (E<sub>o</sub>/h) para una densidad de difusores dada, es función del caudal. Este valor viene dado, directamente, por el fabricante o puede calcularse de las gráficas que sumista el fabricante (Figura 2). Así mismo, el fabricante suministra el número máximo y mínimo de difusores por m<sup>2</sup>. El caudal máximo de aire por difusor (caudal unitario) se recomienda no supere el 80 % del caudal máximo recomendado por el fabricante.

La cantidad de oxígeno a transferir en condiciones estándar por unidad de tiempo y de volumen de tanque, Cs(gO<sub>2</sub>/h/m<sup>3</sup>) puede relacionarse con todos estos parámetros mediante la ecuación:

$$C_s = \frac{M_{O_2}}{F \cdot V} = \frac{E_o}{h} \times \rho_d \times Q_d \times 0.23 \times 1205 \dots (9)$$

Donde:

ρ<sub>d</sub> : Densidad de difusores, dif/m<sup>2</sup>

Q<sub>d</sub>: Caudal unitario, m<sup>3</sup>/h/difusor

0.23: Porcentaje en peso de O<sub>2</sub> en el aire

1205: Densidad del aire a 20 ° C

Para unas necesidades de O<sub>2</sub> por unidad de volumen en condiciones estándar y un tipo de difusor dado pueden presentarse tres casos:

C<sub>s</sub> < C<sub>s</sub>, min: Se diseña con la densidad de difusores mínima.

C<sub>s</sub> > C<sub>s</sub>, máx.: No puede utilizarse este tipo de difusores. Fue necesario probar otro tipo u otra marca.

C<sub>s</sub>, min < C<sub>s</sub> < C<sub>s</sub>, máx.: Se interpola para obtener la densidad de difusores capaz de suministrar esa cantidad de O<sub>2</sub>.

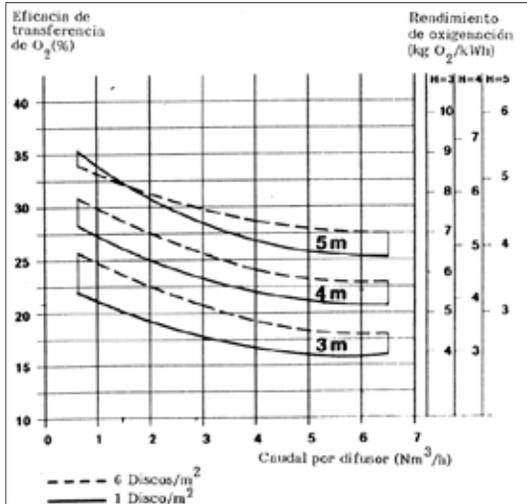


Figura 3. Variación de la eficacia de transferencia con el caudal para un difusor de membrana elástica. Fuente: Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2011.

La pérdida de carga para estos sistemas también debe ser suministrada por el fabricante como una función del caudal de aire que atraviesa el difusor (Figura 3).

Conocidas o estimadas las pérdidas de carga en las conducciones, puede obtenerse la potencia de la Soplante mediante la ecuación (8).



Figura 4. Pérdida de carga para un difusor de membrana elástica en función del caudal de aire en condiciones normales que lo atraviesa. Fuente: Ferrer Polo & Seco Torrecillas, 2011.

**C) Sistema de aireación superficial:**

Para determinar la tasa de transferencia de oxígeno (kgO<sub>2</sub>/kW.h) de los aireadores super-

ficiales mecánicos se reemplazó la ecuación 3.0 y 4.0 en la 2.0 de la siguiente manera:

$$\frac{COR}{kW.h} = \alpha \cdot \frac{(COS)}{kW.h} \cdot \frac{\beta \cdot C_{sw} - C_0}{C_s} \cdot 1,024^{(T-20)}$$

Se obtuvo la siguiente ecuación:

$$N = N_o \left[ \alpha \cdot \left( \frac{\beta \cdot C_{sw} - C_0}{C_s} \right) \cdot 1,024^{(T-20)} \right] \dots \tag{10}$$

Dónde:

N: Tasa de transferencia de oxígeno en el campo, kgO<sub>2</sub>/kW.h;

N<sub>o</sub>: Tasa de transferencia de oxígeno mediante prueba en condiciones estándares, a 20 ° C y oxígeno disuelto igual a cero, kgO<sub>2</sub>/kW.h. Varía de 1,5 a 2,1 kgO<sub>2</sub>/kW.h.

$$\alpha = \frac{\text{tasa de transferencia de O}_2 \text{ en las aguas residuales}}{\text{tasa de transferencia de O}_2 \text{ en el agua pura}}$$

Para aireadores superficiales, α = 0.9

$$\beta = \frac{\text{saturación de la concentración de O}_2 \text{ en las aguas residuales}}{\text{saturación de concentración de O}_2 \text{ en el agua pura}}$$

C<sub>sw</sub>: Concentración de saturación de oxígeno para agua limpia en la superficie, a la temperatura y presión reales, T y Pa. Valor de Cs corregido por presión y temperatura.

C<sub>s</sub>: Valor de saturación del oxígeno en el agua pura en condiciones estándares usado en la prueba de rotores, a 20 °C, al nivel del mar. Es igual a 9,17 mg/l.

T: Temperatura media anual, grados Celsius.

Los datos de partida son las necesidades reales máximas de O<sub>2</sub> y el volumen del reactor. El paso siguiente es asumir un valor de trabajo para la tasa de transferencia de oxígeno bajo prueba en condiciones estándares (N<sub>o</sub>) entre los valores de 1,5 a 2,1 kgO<sub>2</sub>/kW.h. Este valor se multiplica por la eficacia de la aireación (Ecuación 7) obtenido el valor de N (unidad de medida kg O<sub>2</sub>/kW.día).

Se calcula la Potencia total requerida, en kW:

$$P_t = \frac{M_{O_2,punta}}{24.N} \dots\dots\dots (11)$$

Potencia específica de aireación:

$$P_u = \frac{P_t}{V} \cdot 10^3 \dots\dots\dots (12)$$

Donde, la potencia específica es medida en w/m<sup>3</sup>. Este valor dependiendo del fabricante puede estar entre 10 a 100 w/m<sup>3</sup>.

La potencia total real, en kW:

$$P_{r,t} = P_u \times V \dots\dots\dots (13)$$

Con este valor podemos seleccionar el aireador superficial en relación a su potencia en kW.

*Cantidad de aireadores*

Se asume un número de aireadores, de tal forma que la potencia específica se encuentre dentro del valor requerido en la Fórmula 12.

*Dimensiones de cada sección aireada*

Volumen de cada sección aireada para un área cuadrada:

$$V_{Sec} = \frac{V_{total}}{n} \dots\dots\dots (14)$$

Donde n es el número de aireadores superficiales.

Dimensiones de cada sección por aireador:

$$V_{Sec} = L^2 \times H \rightarrow L = \sqrt{\frac{V_{Sec}}{H}} \dots\dots (15)$$

Área real de cada sección:

A = L<sup>2</sup>, se debe asegurar una buena mezcla en el tanque estableciendo una correcta relación entre el lado del tanque y el diámetro del aireador superficial. Algunos fabricantes establecen que debe tener una relación L/D menor o igual a 9.

La cantidad total de O<sub>2</sub> a ser proveído por los aireadores por cada sección, por día será:

$$O_2 = \frac{P_{r,t} \times N}{n} \dots\dots\dots (16)$$

Sabiendo el tipo de aireador superficial que se requiere, se obtiene el calado máximo del tanque, el radio de influencia para comprobar que sea menor a L (lado del tanque). Por último, se ve la altura a la que hay que colocar el motor y la altura de seguridad que hay que dar al tanque.

**Resultados**

**Caracterización del agua residual afluyente y efluente de la planta de NAA**

La caracterización del agua residual de entrada y salida de la Planta de Neutralización de Aguas Ácidas de la unidad Minera Carahuacra-Volcan utilizada para la presente investigación se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 3  
*Caracterización del afluyente y efluente de la PNAA – Victoria*

Parámetros	Unidad de medida	Valor In-fluyente	Valor Efluente
Caudal	l/s	203	477
pH	-	3,43	7,29
Sólidos totales en suspensión	mg/L	5680	10,38
Aceites y grasas	mg/L		0,93333
Cianuro Total	mg/L	0,06481	0,04766
Arsénico Total	mg/L	0,02095	0,08604
Cadmio Total	mg/L		0,02058
Cromo hexavalente (*)	mg/L		0,01047
Cobre total	mg/L	6,06	0,03025
Hierro (Disuelto)	mg/L	38,18	0,07808
Plomo Total	mg/L	1,04	0,05053
Mercurio Total	mg/L		0,00018
Zinc Total	mg/L	131,07	1,46836
Manganeso Total	mg/L	108,24	84,02

Fuente: Compañía Minera Volcan

**Neutralización con relave fino y cal**

En los reactores 3, 4 y 5 se adiciona cal. En este proceso, los metales pesados forman hi-

dróxidos, formando precipitados y el pH sube hasta 8.5.

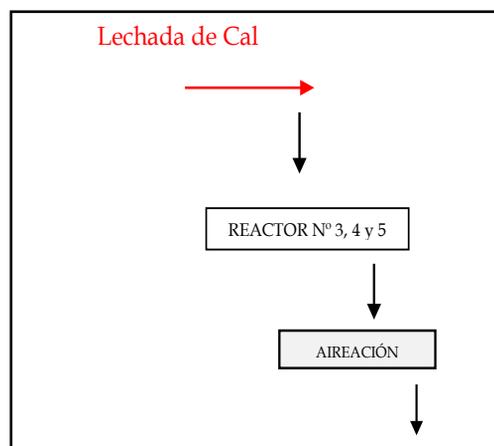
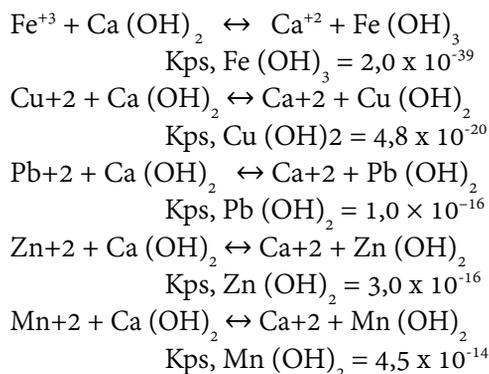


Figura 5. Introducción de lechada de cal a los reactores 3, 4 y 5 de la Planta de Neutralización de Aguas Ácidas existente

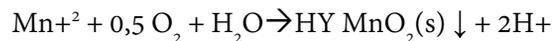


Aproximadamente como referencia de otros ensayos de laboratorio realizados por la empresa para neutralizar con relave fino y Cal se propone, empíricamente, un porcentaje de remoción para el  $\text{Fe}^{+3}$  99 %,  $\text{Cu}^{+2}$  96 %,  $\text{Pb}^{+2}$  99,  $\text{Zn}^{+2}$  35 % y por último  $\text{Mn}^{+2}$  20%.

## Diseño

### Oxígeno requerido

En el requerimiento de oxígeno en el tanque de aireación están involucrados el manganeso ( $\text{Mn}^{+2}$ ) y el hierro ( $\text{Fe}^{+2}$ ). Se asume que todo el ion ferroso ( $\text{Fe}^{+2}$ ) se oxida al estar en contacto con la superficie de ion férrico ( $\text{Fe}^{+3}$ ), entonces en el tanque de aireación solo se oxidó el manganeso. La reacción de oxidación del ion manganeso ( $\text{Mn}^{+2}$ ) es la siguiente:



En la reacción, el átomo de manganeso es oxidado de 2+ a 4+, involucrando dos moles de electrones.

Así, la masa equivalente del manganeso  $\text{Mn}/2 = 27,45$  y para el oxígeno  $0,5 \times (\text{O}_2/2) = 8$ .

La relación estequiométrica indica que las masas equivalentes del manganeso y el oxígeno son de 1 a 0,294 respectivamente.

La carga media y punta diaria del ion manganeso es:

$$\text{Carga Media} = 86,59 \text{ mg/l} \times 17496 \text{ m}^3/\text{d} \times (1000 \text{ l/m}^3) \times (\text{Kg}/106 \text{ mg}) = 1514,95 \text{ Kg Mn}^{+2}/\text{d}$$

$$\text{Carga Punta} = 372,00 \text{ mg/l} \times 17496 \text{ m}^3/\text{d} \times (1000 \text{ l/m}^3) \times (\text{Kg}/106 \text{ mg}) = 6508,51 \text{ Kg Mn}^{+2}/\text{d}$$

El oxígeno teórico requerido es determinado mediante la relación: 1 kg de manganeso, es oxidado por 0,294 Kg oxígeno. Por lo tanto, el cálculo es el siguiente:

$$\begin{aligned} \text{MO}_2, \text{ media} &= (1514,95 \text{ Kg Mn}^{+2}/\text{d}) \cdot (0,294 \text{ Kg O}_2/1 \text{ Kg Mn}^{+2}) = 445,4 \text{ Kg O}_2/\text{d} = 18,56 \text{ Kg O}_2/\text{h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{MO}_2, \text{ punta} &= (6508,51 \text{ Kg Mn}^{+2}/\text{d}) \cdot (0,294 \text{ Kg O}_2/1 \text{ Kg Mn}^{+2}) = 1913,5 \text{ Kg O}_2/\text{d} = 79,76 \text{ Kg O}_2/\text{h} \end{aligned}$$

### Alternativa 1: Aireación por difusores de burbuja fina

Burbujas generadas con tubos y placas cerámicas porosas, fabricadas con productos cerámicos vitrificados y resinas.

Las necesidades de oxígeno teóricas (condiciones de trabajo) son las siguientes:

$$\begin{aligned} \text{MO}_{2,\text{pta}} &= 1913,50 \text{ kgO}_2/\text{d} \\ \text{C} &= 0,1 \text{ mg/l} \end{aligned}$$

$$MO_{2,med} = 445,40 \text{ kgO}_2/\text{d}$$

$$C = 0,1 \text{ mg/l}$$

Características del sistema:

$$\beta = 0,97$$

$$C_{sw} = 9,89 \text{ mg/l a } 13^\circ\text{C}$$

$$C_s = 9,08 \text{ mg/l}$$

$$P = 0,94 \text{ atm}$$

$$\alpha = 0,7 \text{ (Valor típico para difusores)}$$

$$T_{amb} = 13^\circ\text{C, altitud } 4900 \text{ msnm}$$

Se determinó el volumen del tanque de aireación.

$$Q_{total} = Q_{Diseño} + Q_{Relave O/F} + Q_{Cal}$$

$$Q_{total} = 203 \text{ l/s} + 43,8 \text{ l/s} + 3,5 \text{ l/s}$$

$$Q_{total} = 250,3 \text{ l/s}$$

$$Q_{total} = 15,02 \text{ m}^3/\text{min}$$

De acuerdo a la bibliografía, el tiempo de retención es, normalmente, entre 20 a 30 minutos (Physical-Chemical Treatment of Water and Wastewater, 2002). En otra referencia como la obtenida de la Planta de Tratamiento de Aguas Ácidas de Mina Wheal Jane, Cornwall ( $Q_{Diseño} = 300 \text{ l/s}$ ), utilizan un tiempo de retención aproximadamente de 30 min en su tanque de aireación con difusores (Brown, Barley, & Wood, 2002). Utilizar para este caso un tiempo de retención de 30 min.  $T_{retención} = 30 \text{ min}$ , aunque es necesario determinar exactamente el tiempo de retención mediante una planta piloto.

Determinamos el volumen unitario del tanque de aireación:

$$V_{U. Tanque} = Q_{Diseño} \times T_{retención}$$

$$V_{U. Tanque} = 15,02 \text{ m}^3/\text{min} \times 30 \text{ min}$$

$$V_{U. Tanque} = 450,6 \text{ m}^3$$

La eficacia del sistema de aireación se determina calculando F: COR/COS. Esta expresión permite obtener la cantidad de O<sub>2</sub> a introducir, conocida la cantidad real necesaria y la eficacia en condiciones estándar.  $F = \text{COR}/\text{COS}$ .

Fórmula:

$$F = \alpha \cdot 1,024^{T-20} \cdot \left[ \frac{\beta \cdot C_{sw} - C}{C_s} \right]$$

Reemplazando:

$$F = 0,7 \cdot 1,024^{13-20} \cdot \left[ \frac{0,97 \cdot (9,89) - 0,1}{9,08} \right]$$

$$F = 0,62,$$

Se espera un valor entre 0,5 – 1.

### a) Diseño de difusores

El caudal máximo de aire por difusor (caudal unitario) se recomienda que no supere el 80% del caudal máximo recomendado por el fabricante.

$Q_{máx} = 6,5 \text{ m}^3/\text{h}$ , es el límite superior o caudal máximo que se presenta en la gráfica del fabricante. (Figura 2).

$$Q_d = 0,8 \cdot Q_{máx} \rightarrow Q_d = 0,8 \cdot (6,5) \rightarrow Q_d = 5,2 \rightarrow Q_d = 5 \text{ m}^3/\text{h}$$

Con respecto a la eficacia dividida por el caudal (Eo/h) de acuerdo a la Figura 1, se determina lo siguiente:

$$Eo/h_{máx} \rightarrow \rho_{d, máx} = 6 \text{ discos}/\text{m}^2$$

$$Eo/h_{mín} \rightarrow \rho_{d, mín} = 1 \text{ discos}/\text{m}^2$$

Luego para calcular la variación de la eficacia del caudal relacionamos el valor de  $Q_d = 5 \text{ m}^3/\text{h}$  con la Eo/h que corresponde para 3 m, 4 m, y 5 m.

$$\frac{Eo}{h}_{máx} = \left( \frac{18}{3} + \frac{23}{4} + \frac{28}{5} \right) \cdot \frac{1}{3} \cdot 10^{-2}$$

$$= 5,78 \cdot E^{-2}$$

$$\frac{Eo}{h}_{mín} = \left( \frac{16}{3} + \frac{21,2}{4} + \frac{26}{5} \right) \cdot \frac{1}{3} \cdot 10^{-2}$$

$$= 5,26 \cdot E^{-2}$$

Evaluamos la cantidad de oxígeno máximo ( $C_{s, máx}$ ) y mínima ( $C_{s, mín}$ ) que un difusor dado es capaz de transferir en condiciones estándar, correspondientes a  $\rho_{d, máx}$  y  $\rho_{d, mín}$ , respectivamente.

Reemplazando en la fórmula 9:

$$C_{s,\min} = \frac{E_0}{h_{\min}} \cdot \rho_{d,\min} \cdot Q_d \cdot 0,23 \cdot 1205$$

Cálculo concentración de oxígeno máximo:

$$C_{s,\max} = 5,78 \cdot E^{-2} \cdot 6 \times 5 \times 0,23 \times 1205$$

$$C_{s,\max} = 480,86 \text{ gO}_2/\text{m}^3 \cdot \text{h}$$

Reemplazando en la fórmula 9:

$$C_{s,\max} = \frac{E_0}{h_{\max}} \cdot \rho_{d,\max} \cdot Q_d \cdot 0,23 \cdot 1205$$

Cálculo concentración de oxígeno mínimo:

$$C_{s,\min} = 5,26 \cdot E^{-2} \cdot 1 \times 5 \times 0,23 \times 1205$$

$$C_{s,\min} = 73,14 \text{ gO}_2/\text{m}^3 \cdot \text{h}$$

Calcular la cantidad de oxígeno a transferir en condiciones estándar por unidad de tiempo y de volumen de tanque;  $C_s$ :

$$C_s = \frac{M_{O_2}}{F \cdot V}$$

$$C_s = \frac{1913,50 \text{ kgO}_2/\text{d}}{0,62 \times 450,6 \text{ m}^3} = 0,2854 \frac{\text{kgO}_2}{\text{h} \cdot \text{m}^3}$$

$$= 285,43 \frac{\text{g O}_2}{\text{h} \cdot \text{m}^3}$$

Ya que  $C_{s,\min} < C_s < C_{s,\max}$ , entonces el paso siguiente es resolver para obtener la densidad de difusores capaz de suministrar esa cantidad de oxígeno.

Calculando la densidad de difusores:

$$C_s = (a \cdot \rho_d + b) \times \rho_d \times Q_d \times 0,23 \times 1205$$

Cálculo de los coeficientes a y b:

$$a = \frac{(E_0/h)_{\max} - (E_0/h)_{\min}}{\rho_{d,\max} - \rho_{d,\min}}$$

$$a = \frac{5,78 \cdot E^{-2} - 5,26 \cdot E^{-2}}{6 - 1}$$

$$a = 1,01 E^{-03}$$

$$b = (E_0/h)_{\min} - a \cdot \rho_{d,\min}$$

$$b = 5,26 \cdot E^{-2} - 0,104 \cdot E^{-2} \cdot 1$$

$$b = 5,18 \cdot E^{-2}$$

Reemplazando:

$$285,43 = (1,01 E^{-03} \cdot \rho_d + 5,18 \cdot E^{-2}) \times \rho_d \times 5 \times 0,23 \times 1205$$

$$\rho_d = 3,71 \text{ difusores}/\text{m}^2$$

El siguiente paso es calcular el número de difusores por tanque de la siguiente manera: primero, fijamos un calado de 4.7 m más un resguardo o bordo libre de 0.30 m. Tendremos una profundidad del tanque de 5 m.

Área del tanque:

$$A = \frac{V_{\text{Tanque}}}{h} = \frac{450,6 \text{ m}^3}{4,7 \text{ m}}$$

$$A = 95,87 \text{ m}^2$$

$$a = \sqrt{\frac{A}{2}} = 6,92 \text{ mL} = 2 \cdot a = 13,85 \text{ m}$$

Ahora, determinamos los números de difusores en el tanque, de la siguiente manera:

$$N_{\text{Dif/Tanque}}^{\circ} = 95,87 \text{ m}^2 \times 3,71 \text{ dif}/\text{m}^2 = 355,69 \text{ difusores}$$

Caudal total de difusores por tanque:

$$Q_{\text{Total/dif}} = 356 \times 5 \times 1/60 = 29,7 \text{ m}^3/\text{min}$$

Los difusores funcionan más eficientemente cuando se colocan a un lado en una sola línea a lo largo del eje horizontal. El diseño del tanque y la colocación del difusor son fundamentales para una buena mezcla y la transferencia de oxígeno (EPA, Design Manual Neutralization of Acid Mine Drainage, 1983).

## b) Diseño de soplantes

Se selecciona el modelo de soplante que cumpla con los requerimientos calculados, anteriormente, para realizar la aireación.

Determinamos la pérdida de carga  $\Delta P$ , mediante la diferencia de la presión atmosférica ( $P_1$ ) y la pérdida de carga en el sistema ( $P_2$ ).

Fórmulas:

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$P_2 = P_1 + \Delta h \text{ estática} + \Delta h \text{ difusores} + \Delta h \text{ tubería} + \Delta h \text{ valv} + \Delta h \text{ filtro}$$

Los valores de la pérdida de carga de las tuberías, válvula y filtro se obtienen de la información técnica del fabricante Pedro GIL S.A. Del informe técnico, se tiene que la pérdida de carga para un filtro de DN-250 es de 60 mm.c.a, pérdida de carga de la válvula de seguridad 0,15 (Válvula seguridad VSP DN-200).

Datos:

$$P_1 = 0,94 \text{ atm} \approx 9,71 \text{ m.c.a}$$

$\Delta h_{\text{difusores}} = 0,55 \text{ m.c.a}$  (Figura 2, caudal y orificio del difusor 5 m<sup>3</sup>/min y 6,35 mm respectivamente).

Reemplazando:

$$P_2 = 9,71 + 5,1 + 0,55 + 0,2 + 0,15 + 0,06$$

$$P_2 = 15,77 \text{ m.c.a}$$

Por lo tanto, la pérdida de carga es:

$$\Delta P = P_2 - P_1$$

$$\Delta P = 15,77 - 9,71$$

$$\Delta P = 6,06 \text{ m.c.a} \approx 594 \text{ mbar}$$

Para determinar el modelo de la soplante, se utiliza el catálogo de la Empresa Construcciones Mecánicas Pedro GIL S.A” (Figura 5). Para ello, se tuvo en cuenta los siguientes criterios:

$$Q_{\text{soplante}} > 29,7 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$\Delta P > 594 \text{ mbar}$$

De la Figura 5 se obtiene que el modelo 24.20 cumple con los criterios antes mencionados. Actualmente, en el mercado la soplante de émbolo rotativo de grupo completo ofertado y que tiene todas estas características es el modelo PG-30 F1 fabricado por Pedro GIL S.A. Dicha soplante presenta las siguientes características:

$$\Delta P = 600 \text{ mbar}$$

$$Q_{\text{unit}} = 42,7 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$V_{\text{motor}} = 1480 \text{ v}/\text{min}$$

$$P_{\text{instalada}} = 75 \text{ kW}$$

$$P_{\text{absorbida}} = 56,74 \text{ kW}$$

$$T = 20 \text{ }^\circ\text{C} \approx 293 \text{ }^\circ\text{K}$$

Para calcular la eficacia del motor de la soplante se utiliza la siguiente fórmula:

$$e = \frac{W.R.T}{75.n.P} \cdot \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^n - 1 \right] \cdot 0,7457$$

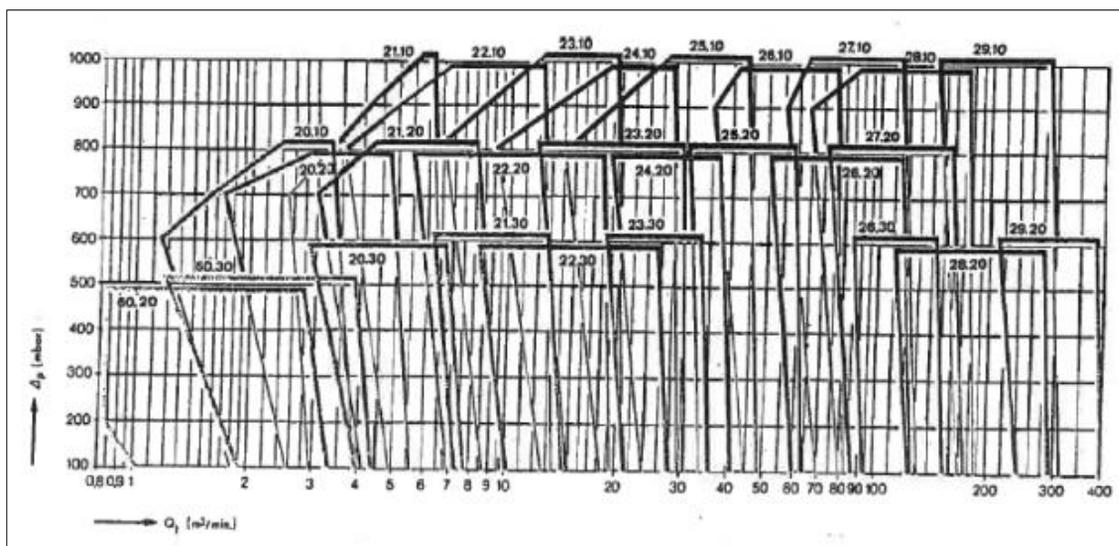


Figura 6. Ábaco de preselección modelo de Soplantes

Fuente: Catálogo de la Empresa “Construcciones Mecánicas Pedro GIL SA”

Donde:

$$R = 29,27 \text{ m/K}$$

$$T = 293 \text{ °K}$$

$$n = 0,283$$

$$P_2 = 15,83 \text{ m.c.a}$$

$$P_1 = 9,71 \text{ m.c.a}$$

$$P = 56,74 \text{ W}$$

Reemplazando:

$$W = \frac{(42,7)/1,205}{60} = 0,59 \text{ kg} \frac{\text{Aire}}{\text{s}}$$

$$e = \frac{0,59 \cdot (29,27) \cdot (293)}{75 \cdot (0,283) \cdot (56,74)} \cdot \left[ \left( \frac{15,83}{9,71} \right)^{0,283} - 1 \right] \cdot 0,7457$$

$$e = 0,68 \frac{\text{Kg aire}}{\text{seg}},$$

debe tener un valor aproximado a 0.7

### c) Consumo energético:

Calculando  $c_{s,med}$ :

$$c_{s,med} = \frac{M_{O_2,med}}{F \cdot V} = \frac{445,40}{(0,62) \cdot (450,6)}$$

$$= 0,066 \frac{\text{kg}}{\text{h} \cdot \text{m}^3} = 66,438 \frac{\text{gO}_2}{\text{h} \cdot \text{m}^3}$$

Fórmula:

$$Q_d = \frac{C_{s,med}}{\rho_d \cdot (0,23) \cdot \rho_{aire} \cdot \frac{E_o}{h}}$$

Despejando para calcular el caudal de cada difusor:

$$Q_d = \frac{66,438}{0,055 \cdot (0,23) \cdot (1205) \cdot 3,71} = 1,17 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

Cálculo de la potencia absorbida:

Fórmula:

$$P_{abs} = \frac{W \cdot R \cdot T}{75 \cdot n \cdot e} \cdot \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^n - 1 \right] \cdot 0,7457$$

Reemplazando:

$$P_2 = 9,71 + 0,41 + 5,1 + 0,15 + 0,2 + 0,06 = 15,63 \text{ m.c.a}$$

$$P_{abs} = \frac{(0,59) \cdot (29,27) \cdot (293)}{75 \cdot (0,283) \cdot (0,68)} \cdot \left[ \left( \frac{15,63}{9,71} \right)^n - 1 \right] \cdot 0,7457$$

$$P_{abs} = 38,1 \text{ kW / tanque}$$

Consumo de energía total de las soplantes:

$$E = P_{abs} \cdot N^{\circ}_{Tanque} \cdot 24$$

$$E = (29,1) \times 1 \times 24$$

$$E = 914 \text{ kW.h/día}$$

### d) Tuberías:

Tabla 2

Relación diámetro de tubería y velocidad del paso que garantiza que la pérdida de carga sea mínima y despreciable

Ø (mm)	25	75	100	250	300	600	750	1500
$V_{paso}$ (m/s)	6	8	9	13	14	18	20	38

Tubería de distribución

El diámetro seleccionado fue el siguiente:

$$\text{Ø (mm)} = 100 \text{ mm} \approx 0,1 \text{ m}$$

$$V_{paso} = 9 \text{ m/s}$$

Número de difusores:

$$N^{\circ} \text{ difu.máx} = \frac{\pi \cdot \text{Ø}^2 \cdot V_p}{Q} \dots\dots\dots (17)$$

Donde:

Ø = Diámetro tubería (m)

Vp = Velocidad de paso (m/s)

Q = Caudal (m3/s)

Reemplazando:

$$N^{\circ} \text{ Difusores} < \frac{\frac{\pi}{4} \times 0.1^2 \times 9}{5/3600}$$

$$N^{\circ} \text{ Difusores} < 50.9 \approx 50 \text{ dif/línea}$$

$$N^{\circ} \text{ líneas} = \frac{356}{50} = 7,12 \text{ líneas} \approx 7 \text{ líneas}$$

$$N^{\circ} \text{ Difusores / Línea} = 356 \text{ dif} / 7 \\ = 50,9 \approx 51 \text{ dif/línea}$$

$$N^{\circ} \text{ Difusores, Total} = N^{\circ} \text{ líneas} \cdot N^{\circ} \text{ Difusores/línea} \\ = 51 \times 7 = 357 \text{ difusores}$$

Tuberías de llegadas a las tuberías de distribución:

$$\text{Diámetro seleccionado } \varnothing = 300 \text{ mm y} \\ V = 14 \text{ m/s}$$

$$V_{paso} = \frac{\left(\frac{N^{\circ} \text{ difusores}}{N^{\circ} \text{ tanque}}\right) \cdot Q_d}{\frac{\pi}{4} \cdot \varnothing^2} \dots\dots\dots (18)$$

$$V_{paso} = \frac{\left(\frac{356}{1}\right) \cdot \frac{x5}{3600}}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,3^2} = 7,01 \frac{m}{s},$$

Cumple que  $V_{paso} < 14 \text{ m/s}$ .

Tubería de llegada al tanque

$$\text{Diámetro seleccionado } \varnothing = 600 \text{ mm y } V = 18 \text{ m/s}$$

$$V_{paso} = \frac{\left(\frac{356}{1}\right) \cdot \frac{5}{3600}}{\frac{\pi}{4} \cdot 0,6^2} = 1,75 \frac{m}{seg},$$

cumple que  $V_{paso} < 18 \text{ m/s}$ .

**Alternativa 2: Aireación superficial de turbina flotante**

Tasa de transferencia total de oxígeno en el campo para aireadores superficiales:

$$N = N_o \left[ \alpha \cdot \left( \frac{\beta \cdot C_{sw} - C_o}{C_s} \right) \cdot 1,024^{(T-20)} \right] \dots\dots\dots (19)$$

Datos:

$\alpha$ : 0,9 valor típico para aireadores superficiales;

$\beta$ : 0,97 valor obtenido de la Tabla 6;

$C_o$ : 0,1 mg/l;

$C_s$ : 9,17 mg/l;

$C_{sw}$ : 9,89 mg/l;

$$N = N_o \left[ 0,7 \cdot \left( \frac{0,97 \cdot 9,89 - 0,1}{9,17} \right) \cdot 1,024^{(13-20)} \right]$$

$$N = N_o \cdot 0,79$$

Adoptándose para la tasa de transferencia de oxígeno bajo prueba en condiciones estándares,  $N_o = 1,5 \text{ kgO}_2/\text{kW.h}$ , tendremos:

$$N = 1,5 \times 0,79 = 1,19 \text{ kgO}_2/\text{kW.h} = 28,44 \text{ kgO}_2/\text{kW.día}$$

Adoptándose para la tasa de transferencia de oxígeno bajo prueba en condiciones estándares,

$N_o = 1,5 \text{ kgO}_2/\text{kW.h}$ , tenemos:

$$N = 1,5 \times 0,79 = 1,19 \text{ kgO}_2/\text{kW.h} = 28,44 \text{ kgO}_2/\text{kW.día}$$

**a) Potencia total requerida:**

$$P_t = \frac{M_{O_2, punta}}{24 \cdot N} = \frac{1913,5 \text{ KgO}_2/d}{24 \times 1,19 \text{ kgO}_2/\text{kW.h}} \\ = 66,99 \text{ kW}$$

**b) Potencia específica de aireación:**

$$P_u = \frac{P_t}{V} \cdot 10^3 = \frac{66,99 \times 10^3}{450,60} = 148,66 \text{ w/m}^3$$

Se observa que la potencia específica para la aireación es un valor alto, debido a que el volumen del tanque de aireación es pequeño. Por esta razón, se eligió aireadores tipo turbina fabricados por EUROPELEC (producto AQUAFEN), ya que estos realizan aspiración lateral para tanques de poca profundidad.

La potencia total real es:

$$P_t = 148,66 \times 450,6 = 66986,196 \text{ w} = 66,98 \text{ kW} \approx 67 \text{ kW}$$

**c) Cantidad de aireadores**

Se emplearon dos secciones con área cuadrada para funcionar en paralelo, cada sección

con un aireador tipo turbina 30 kW AQUAFEN. El diseño del tanque según el fabricante EUROPELEC tiene que tener una altura mínima de 1,3 m y un largo mínimo de 10,6 m, además considerar diámetro del equipo de 2,32 m y diámetro de la capa de rocío 8,5 m.

Volumen de cada sección aireada:

$$V_1 = \frac{V_{total}}{2} = \frac{450,60}{2} = 225,3 \text{ m}^3$$

Dimensiones de cada sección por aireador:

$$V_{Sec.} = L^2 \times H \rightarrow L = \sqrt{\frac{V_{sec}}{H}} = \sqrt{\frac{225,3}{1,3}} = 13,16 \text{ m}$$

Área real de cada sección:

$$A = L^2 \rightarrow A = 13,16^2 = 173,1856$$

Potencia específica de cada aireador:

$$P_u = \frac{P_t}{V} \cdot 10^3 = \frac{30 \times 10^3}{450,60} = 66,57 \text{ w/m}^3$$

Potencia específica total de las turbinas en paralelo =  $2 \times 66,57 = 133,14 \text{ w/m}^3$ .

La cantidad total de  $O_2$  a ser proveído por los aireadores por cada sección, por día fue:

$$O_2 = (66,98 \text{ kW}) / 2 \times 28,44 \text{ kgO}_2/\text{kW} \cdot \text{Día} = 952,45 \text{ KgO}_2/\text{día} = 39,68 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

Oxígeno requerido por aireador

$$O_2 = 39,68/2 = 19,84 \text{ kgO}_2/\text{h}$$

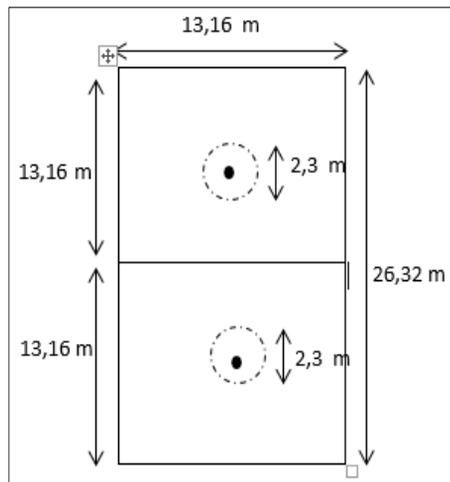


Figura 7. Esquema de ubicación en paralelo de los aireadores superficiales tipo turbina - AQUAFEN  
Fuente: Elaboración propia

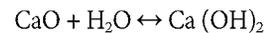
En la Figura 6 se muestra las dimensiones del tanque de aireación para ubicar en paralelo a dos aireadores superficiales, tipo turbina de 30 kW AQUAFEN. El bordo libre será 0,5 m.

### Ajuste del pH y modificación del tanque de Cal (CaO)

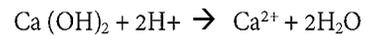
El ajuste del pH consiste en determinar la concentración adicional de Cal (CaO) para subir el pH de 8,5 a 9,5. Este pH elegido se encuentra en un rango de pH entre 5,5 a 12,5 el cual es un requisito para eliminar el manganeso en forma de  $MnO_2$ . Se tomó como criterio seleccionar un pH de 9,5, valor obtenido por la Planta de Tratamiento de Drenaje Ácido de la Mina Wheal Jane para eliminar el manganeso (Brown, Barley, & Wood, 2002).

Las siguientes reacciones químicas, permiten obtener la masa equivalente de cal, necesaria para neutralizar la acidez, primero, antes de elevar el pH:

- reacción de formación de la lechada de cal es:



Reacción de neutralización, la masa equivalente de cal es  $CaO/2=28,05$



De manera teórica determinamos los kilogramos de óxido de calcio ( $M_{CaOpH}$ ) que tenemos que agregar para subir el pH desde  $pH_{cur}$  a  $pH_{to}$ .

Fórmula:

$$M_{CaOpH} = 28,05 \cdot [A_{add}]_{geq} \cdot V = 28,05 \cdot \left( [A_{ccur}]_{geq} + \frac{10^{-pH_{cur}} - 10^{-pH_{to}}}{\phi_b} \right) \cdot V \quad \dots (20)$$

Donde:

$M_{CaOpH}$  = Kilogramos de óxido de calcio por metro cúbico de agua ( $kg/m^3$ )

$[A_{ccur}]_{geq}$  = gramos equivalentes de actual acidez

$pH_{cur}$  = pH inicial

$pH_{to} = pH$  final  
 $\phi_b$  = Fracción de disociación de  $Ca(OH)_2$  usada en tratamiento de aguas residuales. Valor 0.025 (0.5M)  
 $V$  = metros cúbicos de agua tratada

Ya que no se tiene el valor de  $[A_{ccur}]_{geq}$  gramos equivalentes de actual acidez, se propone usar los datos medidos de pH en el proceso (Figura7) y la concentración de CaO para la neutralización para calcular los gramos equivalentes de acidez que se tendrán en el tanque de aireación.

$$[A_{ccur}]_{geq} = \frac{M_{CaOpH}}{28,05xV} - \left( \frac{10^{-pH_{cur}} + 10^{-pH_{to}}}{\phi_b} \right) \cdot V$$

Entonces, para un de  $pH_{cur} = 3,1$  a  $pH_{to}=6,5$ , se requiere 0,92 g/l CaO  $\approx$  0,92 kg/m<sup>3</sup> CaO, obteniendo gramos equivalentes de actual acidez de valor:

$$[A_{ccur}]_{geq} = \frac{0,92kg/m^3}{28,05x1 m^3} - \left( \frac{10^{-3,1} + 10^{-6,5}}{0,025} \right) \cdot 1m^3$$

$$[A_{ccur}]_{geq} = 0,0646$$

Para un de  $pH_{cur} = 8,5$  a  $pH_{to} = 9,5$ , se requiere 0,60 g/l CaO  $\approx$  0,60 kg/m<sup>3</sup> CaO, obteniendo gramos equivalentes de actual acidez de valor:

$$[A_{ccur}]_{geq} = \frac{0,60kg/m^3}{28,05x1 m^3} - \left( \frac{10^{-8,5} + 10^{-9,5}}{0,025} \right) \cdot 1m^3$$

$$[A_{ccur}]_{geq} = 0,0214$$

Se asume con estos dos valores una correlación donde:

$$[A_{ccur}]_{geq} = -0,0083 \cdot pH + 0,0904$$

pH	$[A_{ccur}]_{geq}$
9,5	--
8,3	0,0214
3,1	0,0646

El tanque de aireación con un pH de 9,5 presenta un equivalente gramo de acidez de:

$$[A_{ccur}]_{geq} = -0,0083 \times 9,5 + 0,0904$$

$$[A_{ccur}]_{geq} = 0,012$$

Finalmente, los kilogramos de óxido de calcio por metro cúbico de agua (kg/m<sup>3</sup>) que se tienen que agregar para subir el pH de 8,5 a 9,5 son:

$$M_{CaOpH} = 28,05 \times \left( 0,012 + \frac{10^{-8,5} + 10^{-9,5}}{0,025} \right) \cdot 1$$

$$M_{CaOpH} = 0,34 kg/m^3$$

### Modificación en el Tanque Dosificador de Lechada de CaO

La concentración de CaO utilizada, actualmente, es de 0,66 g/l. Este valor sube el pH hasta 8,5. Para precipitar el manganeso buscamos aumentar el pH a 9,5 agregando 0,34 g/l más de CaO. Finalmente, obtuvimos una concentración de 1 g/l. De esta manera, realizamos los nuevos cálculos para la bomba de Lechada.

Datos:

$$[CaO\%] = 7,5 \%$$

$$[CaO] = 1 g/l$$

$$Q_{DAM} = 203 l/s$$

Tiempo: 2 horas

Cálculos:

$$[CaO] = 7,5 \% \times 1000 = 0,075 \times 1000 = 75 g/l$$

Caudal másico en g/s de CaO ( $Q_M$ , CaO):

$$Q_{M, CaO} = Q_{DAM} \times [CaO]$$

$$Q_{M, CaO} = 203 l/s \times 1 g/l$$

$$Q_{M, CaO} = 203 g/s$$

Caudal de CaO a dosificar:

$$Q_{CAL} = Q_{M, CaO} / [CaO]$$

$$Q_{CAL} = (156 g/s) / (75 g/l)$$

$$Q_{CAL} = 2,7 l/s$$

Volumen:

$$V_{CAL} = T_{CaO} \times 3,6 \times Q_{CAL}$$

$$V_{CAL} = (2 h) \times 3,6 \times (2,7 l/s)$$

$$V_{CAL} = 19,4 m^3$$

Diámetro del tanque:

$$D_{CAL} = \left( \frac{4 \times V_{CAL}}{3 \times \pi} \right)^{1/3} \rightarrow D_{CAL} = \left( \frac{4 \times 19,4}{3 \times 3,1415} \right)^{1/3}$$

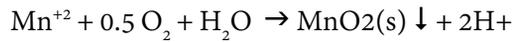
$$D_{CAL} = 2,9 \text{ m}$$

**Estimación de producción de lodos**

La producción de lodos generados por la nueva instalación y el aumento de cal, se estimó sumando el manganeso removido, los sólidos suspendidos y la cal no utilizada en el proceso.

**a) Producción de lodos del manganeso**

Las reacciones químicas son responsables de la producción de lodo. El sólido producido en esta reacción es el MnO2.



De acuerdo con la reacción anterior se produce las siguientes masas equivalentes  $Mn^{+2} = Mn/2 = 27.45$  y  $MnO_2(s) = MnO_2(s)/2 = 43.45$ .

$$M_{MnO_2 MnRem} = \frac{43.45 \cdot \Delta[Mn]_{mg} \cdot V}{1000 \cdot (27.45)} = 0.0016 \Delta[Mn]_{mg} \cdot V$$

Donde:

$M_{MnO_2 MnRem}$  = Kilogramos de óxido de manganeso producidos

$[Mn]_{mg}$  = mg/L de manganeso eliminado.

$V$  = metros cúbicos de agua tratada.

Calculando:

$$M_{MnO_2 MnRem} = 0,0016 \Delta[Mn]_{mg} \cdot V$$

$$M_{MnO_2 MnRem} = 0,0016 \cdot (108,24 - 2) \cdot 1$$

$$M_{MnO_2 MnRem} = 0,17 \text{ kg/m}^3$$

Lodo generado diario producto del manganeso:

$$M_{MnO_2, diario} = Q_{Diseño} \times M_{MnO_2 MnRem}$$

$$M_{MnO_2, diario} = 17496 \text{ m}^3/\text{d} \times 0,17 \text{ kg/m}^3$$

$$M_{MnO_2, diario} = 2974,32 \text{ kg/d}$$

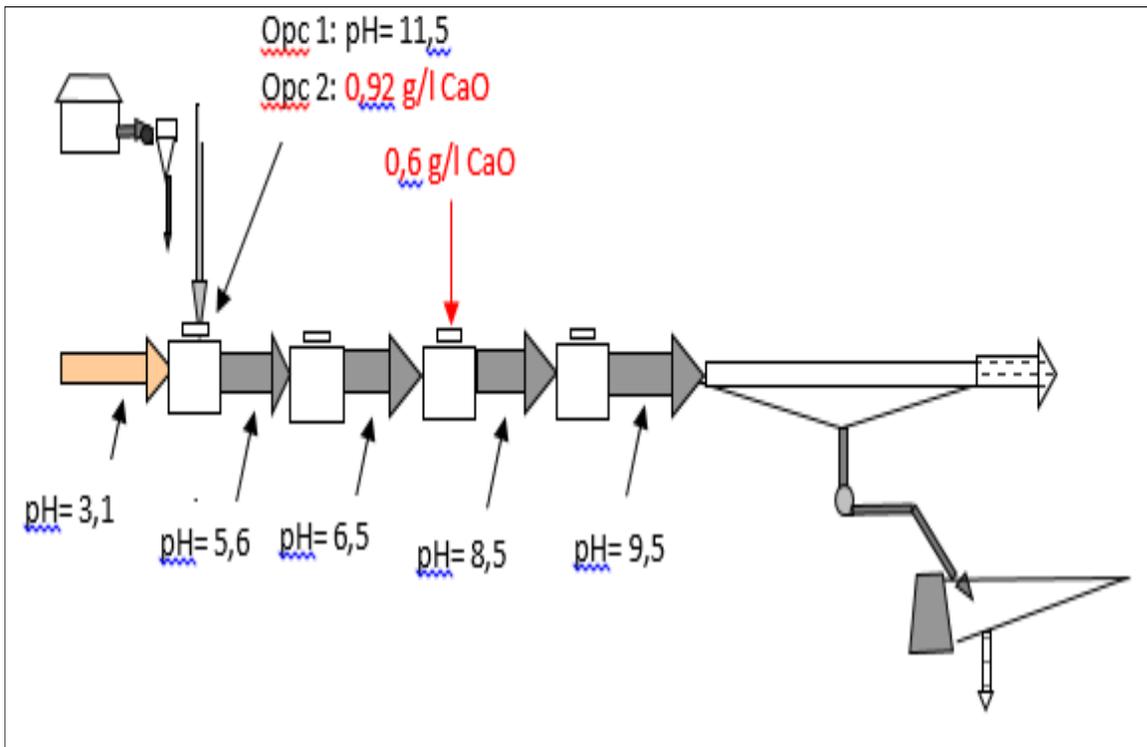


Figura 8. Diagrama con la variación de pH en el proceso de neutralización, diseño original Fuente: Elaboración propia

### b) Producción de lodos sólidos suspendidos

Producción de sólidos suspendidos de entrada.

$$M_{SST, \text{diario}} = [SST]E_{\text{entrada}} \times Q_{\text{Diseño}}$$

$$M_{SST, \text{diario}} = 5680 \text{ mg/l} \times 17496 \text{ m}^3/\text{d} \times (1000 \text{ L/m}^3) \times (\text{kg}/106 \text{ mg})$$

$$M_{SST, \text{diario}} = 99.377,28 \text{ kg/d}$$

Producción de sólidos suspendidos de salida.

$$M_{SST, \text{diario}} = [SST] \text{ Salida} \times Q_{\text{Diseño}}$$

$$M_{SST, \text{diario}} = 10,38 \times 17496 \text{ m}^3/\text{d} \times (1000 \text{ L/m}^3) \times (\text{kg}/106 \text{ mg})$$

$$M_{SST, \text{diario}} = 181.61 \text{ kg/d}$$

Producción de lodos generados por los sólidos suspendidos.

$$Q_{\Delta_{XSS}} = [SST] \text{ Entrada} - [SST] \text{ Salida}$$

$$Q_{\Delta_{XSS}} = 99.377,28 \text{ kg/d} - 181.61 \text{ kg/d}$$

$$Q_{\Delta_{XSS}} = 99.195,67 \text{ kg/d}$$

### c) Producción de lodos Cal (CaO) residual

En este apartado, se calcula la producción de lodos de la cal no utilizada en el proceso. Se asume que el 15 % de cal es insoluble y no se utiliza en el proceso.

$$M_{\text{Cal, diario}} = (156 \text{ g/s}) \times (86400/\text{d}) \times (\text{kg}/1000 \text{ g})$$

$$M_{\text{Cal, diario}} = 13478,4 \text{ kg/d}$$

Asumimos que un 15 % de cal es insoluble.

$$M_{\text{Cal, diario}} = 13478,4 \text{ kg/d} \times 0,15$$

$$M_{\text{Cal, diario}} = 2021,76 \text{ kg/d}$$

### d) Producción de lodos total

Se asume que el contenido de sólidos en lodos es 1 % de la producción de lodos por día.

M Lodos total, diario:

$$(M_{\text{MnO}_2, \text{d}} + Q_{\Delta_{XSS}} + M_{\text{Cal, d}}) / 0,01$$

$$M \text{ Lodos total, diario} = 1041,975 \text{ kg Lodo/d}$$

Por simplicidad, considérese que la densidad del lodo es la misma que la el agua.

$$(1041,975 \text{ kg lodo/d}) \times 1 \text{ kg/l} = 1041,975 \text{ L lodo/d} = 1041,96 \text{ m}^3 \text{ lodo/d}$$

De los cálculos se tiene una producción de alto volumen de lodos y debería estudiarse su disposición final y tratamiento antes de disponerlos en la cancha de relaves.

### Discusión

El ajuste de pH a 9,5 para precipitar el MnO<sub>2</sub> es un requisito necesario para la eliminación; sin embargo, supera los LMP. Por tal motivo, para mejorar la propuesta hace falta investigar la regularización del pH. Otro punto para investigar es sobre la selección del pH de 9,5, valor de referencia obtenido por la Planta de Tratamiento de Drenaje Ácido de la Mina Wheal Jane para eliminar el manganeso (Brown, Barley, & Wood, 2002). Este valor se tomó como referencia; sin embargo, es necesario hacer pruebas de ensayo.

Por último, las partículas de MnO<sub>2</sub> son difíciles de precipitar por el tamaño de la partícula, por lo que se propone el estudio para añadir un decantador después del tanque aireación.

Se seleccionó la oxidación por aireación. Este método es un sistema eficaz para eliminar el manganeso de bajo coste operativo y de mantenimiento. Para seleccionar el tipo de aireación, se comparó los parámetros como la tasa de transferencia de oxígeno, la eficacia de la aireación y potencia energética absorbida entre la aireación por difusores de burbuja fina y un aireador superficial de turbina flotante AQUAFEN 30 kW para oxidar 6508,51 kg Mn+2/d, bajo las siguientes condiciones: eliminación del manganeso en forma de MnO<sub>2</sub>, ajuste del pH a 9,5, tiempo de retención de 30 min.

Los resultados de la tasa de transferencia de oxígeno de los difusores y del aireador superficial son de 0,28 KgO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.h y 0,22 KgO<sub>2</sub>/m<sup>3</sup>.h respectivamente.

El resultado de la eficacia de la aireación, considerando la temperatura 13°C, presión atmosférica 0,94 atm, altitud 4900 m.s.n.m, entre otros parámetros es de 0,62 y 0,79 para la aireación por difusores y aireación superficial respectivamente. La potencia energética absorbida de los difusores y del aireador superficial es de 75 kWh y 67 kWh respectivamente.

Por las razones antes expuestas se concluye que la aireación superficial es la mejor opción porque presenta una mayor eficacia de aireación y menor potencia energética absorbida para este proyecto, sin embargo, tiene una tasa de transferencia de oxígeno 21 % menor.

Otro aspecto menos importante es que el sistema de aireación superficial por turbina tiene un coste de 20.990,00 euros, comparado con un coste 37.455,27 euros para un sistema de aireación por difusores. En realidad el costo de instalación es casi menos de la mitad de precio ya que con aeración mecánica se eliminan componentes de alto coste como son: compresores, tuberías de aire, difusores y las facilidades de obra civil relacionadas.

Además, una desventaja de los difusores en aguas con concentraciones altas de cal es que se obstruyen los orificios por la carbonatación que hay en los tanques. Con respecto a las características del tratamiento seleccionado, al usar oxígeno como oxidante, se busca que no quede ningún residuo del oxidante al terminar el tratamiento.

Se requiere modificar las dimensiones del sistema de preparación y dilución de la lechada de cal, la cual tenía un aumento de valor de cal 3,4 kg/m<sup>3</sup> (Kilogramos de óxido de calcio por metro cúbico de agua). Otro elemento nuevo en la planta existente es la instalación de un tanque de aireación. La instalación y co-

nexión de los sensores de pH y oxígeno disuelto del tanque de aireación.

Para controlar el proceso de la aireación se requiere un sensor de pH y un sensor de oxígeno disuelto. Otros accesorios para el control de aireación son: un manómetro, al menos uno en el lado de la carga; termómetro para control de la temperatura del aireador; amperímetro para el control de las condiciones de funcionamiento del aireador y un medidor kWh para la medida de la energía (potencia) de aireación.

Para medir el pH utilizamos el SENSOLYT 700 IQ con electrodo de pH SENSOLYT ECA/EC. Este sensor puede colocarse en cualquiera de los dos controladores universales que hay en la marca. Uno es el DIQ/S 182 y el otro es el sistema 2020 XT, el primero sirve para un máximo de hasta cuatro sensores IQ y el segundo puede tener hasta un máximo de 20 sensores IQ. Para la sonda de oxígeno disuelto se propone utilizar el modelo FDO 700 IQ de la marca WTW que, fue seleccionada por su facilidad de mantenimiento y su precisión, tiene sensor óptico. Este sensor también es compatible con el controlador DIQ/S182.

La legislación ambiental peruana a través de los estándares nacionales de calidad ambiental para el Agua (ECA) - Categoría 3, establece el nivel de concentración de manganeso en el agua destinadas a riego en vegetales y bebidas de animales que es 0,2 mg/l. La Agencia de Protección Ambiental de Estados Unidos (U.S. EPA) regula un límite de efluente minero medio mensual para el manganeso de 2 mg/l, y medio diario como máximo de 4 mg/l. Otra referencia es la regulación de efluente metal minero del Gobierno Canadiense la cual establece 2 mg/l de manganeso como valor límite medio mensual de vertido.

## Referencias

- Gil García, B., & González Pacilio, M. (2004). *Evaluación de materiales reactivos en la eliminación de sulfatos de aguas ácidas de minas. Aplicación de barreras reactivas permeables*. Barcelona.
- Acevedo Luyo, K. A. (2015). *Tratamiento de aguas ácidas de drenaje de mina con alto contenido de aluminio y manganeso por tecnología de lodos de alta densidad (HDS)*. Lima.
- American Society of Civil Engineers. (2007). *Measurement of oxygen transfer in clean*. Reston, Virginia, EEUU: American Society of Civil.
- Arundel, J. (2000). *Tratamiento de Aguas Negras y Efluentes Industriales*. Zaragoza, España: ACRIBIA S:A.
- Bamforth, S., Manning, D., Singleton, I., L. Younger, P., & L.Jhonson, K. (2006). *Manganese removal from mine waters-investigating the occurrence and importance of manganese carbonates*. ELSEVIER, 14.
- Brown, M., Barley, B., & Wood, H. (2002). *Mine water Treatment Technology, Application and Policy*. Dorchester, UK: IWA Publishing.
- Chambe, M. N. (2008). *Evaluación de los métodos químicos y biogénico para el tratamiento de drenaje ácido de mina a escala de laboratorio*. Lima.
- Cruz, Lima, Teixeira, Leao, & Silva. (2010). *Manganese and limestone interactions during mine water treatment*. ELSEVIER, 7.
- Dvorak, B. (2012). *Drinking Water:Iron and Manganese*. University of Nebraska.
- EPA, U. E. (1983). *Design Manual Neutralization of Acid Mine Drainage*. Chicago.
- Ferrer Polo, J., & Seco Torrecillas, A. (2011). *Tratamientos Físicos y Químicos de Aguas Residuales*. Valencia, España: Universidad Politécnica de Valencia.
- Fundación Chile. (s.f.). *Oxidación por aire Húmedo*. Obtenido de [http://www.sinia.cl/1292/articles-49990\\_21.pdf](http://www.sinia.cl/1292/articles-49990_21.pdf)
- HE, X., Yang, H., & HE, Y. (2010). *Treatment of mine water high in Fe and Mn by modified manganese sand*. ELSEVIER, 5.
- Hem, J. D. (1963a). *Chemical Equilibria and Rates of Manganese Oxidation*. Washington: USGS Water Supply.
- Hem, J. D. (1985). *Study and Interpretation of the Chemical Characteristics of Natural Water*. USG Survey .
- Henze, M., Loosdrecht, M., Ekama, G., & Brdjanovic, D. (2008). *Biological Wastewater Treatment. Principles, Modeling and Design*. Cambridge: IWA Publishing.
- Lapeña, M. R. (s.f.). *Tratamiento de Aguas Industriales: Aguas de proceso y residuales*.
- Mildred, B., Callejón, A., & Hernández, A. (Agosto de 2014). *Evaluación de la cinética de precipitación del Hierro y Manganeso Disueltos en Aguas Subterráneas utilizando aire o Hipoclorito de Sodio como Oxidante*. ResearchGate.
- Ministerio de Minería. (2002). *Guía Metodológica sobre Drenaje Ácido en la Industria Minera*. Chile.
- Perú, M. d. (2005). *Guía Ambiental para el Manejo de Drenaje Acido de Minas*. Lima: MINEM.

- Ruelas González, J., & González Enríquez, R. (s.f.). *Distribución, concentración y origen de Hierro y Manganeso en las Aguas Superficiales y Subterráneas de la Cuenca Alta y Media del río Sonora, - Noroeste de México*. Instituto Tecnológico de Sonora.
- Silva, A., Cunha, E., Silva, F., & A. Leao, V. (2012). *Treatment of high-manganese mine water with limestone and sodium carbonate*. ELSEVIER, 9.
- Sincero, A. P., & Sincero, G. A. (2002). *Physical-Chemical Treatment of Water and Wastewater*. Florida: CRC Press.
- Staff, D. C. (1980). *Dodge Manual for Building Construction Pricing and Scheduling*. McGraw-Hill Companies, 1979.
- Teixeira Rodrigues, R., & Rubio, J. (28 de Noviembre de 2006). *DAF-Dissolved air flotation: Potential Applications in the mining and mineral processing industry*. ScienceDirect.
- Vidoni, Pacini, Ingallinella, & Sanguinetti. (2012). *Remoción de Hierro y Manganeso en Aguas Subterráneas mediante biooxidación: Experiencias a Escala Real*. Santa Fe, Argentina: Universidad Nacional de Rosario.