4.1.3.3.2 Proceso Alúmina-Cal-Sosa

El proceso alúmina-cal-sosa fue originalmente desarrollado como un método de desalinización de agua salobre para producir agua potable. Este es específicamente apropiado para aguas en las que la principal fuente de salinidad es debida a sulfato. El proceso es capaz de remover metales pesados y dureza. Consideraciones económicas indican que es útil para el tratamiento de AMD con concentraciones de sulfato entre 400 y 1200 mg/L. Prácticamente el límite más bajo es de 100 mg/L , donde la remoción de sulfato no es económicamente factible.

El proceso alúmina-cal-sosa está dividido en dos etapas como lo ilustra la Figura 4.8. El AMD es dividida en dos porciones, la cantidad mayor es tratada con aluminato de sodio ($NaAlO_2$) (Etapa I). La otra porción es pasada a la Etapa II dependiendo de la concentración de sulfatos deseado en el efluente total de la planta. El efluente de la Etapa I puede contener aproximadamente 100 mg/L de sulfato, con lo que la concentración en la segunda etapa prácticamente permanece constante. La concentración de sulfato en el flujo final puede ser calculado por simple balance de materia. El efluente de la primera etapa es mezclado con cantidades menores de AMD y se adiciona CO_2 para el control de pH (Etapa II). Ambas etapas producen sólidos, los cuales son removidos por filtración.

La clave del proceso ocurre en la primera etapa. El aluminato de sodio y la cal neutralizan el agua ácida, precipitan los metales pesados y magnesio, y se remueve el sulfato de calcio.

El sulfato es removido por el aluminato de sodio y en menor medida por el hierro y aluminio presentes en el AMD. La reacción entre el aluminato de sodio, cal y AMD produce sulfoaluminatos de calcio insolubles ($3CaSO_4$ Al_2O_3 $3CaO$ x H_2O y $CaSO_4$ Al_2O_3 $3CaO$ x H_2O). La última forma parece dominar en los lodos resultantes. Cada mol de aluminato de sodio remueve un mol de sulfato. El hierro presente en el AMD forma sulfoferritas de calcio insolubles. La cal estabiliza los precipitados manteniendo la reacción a un pH de 12.

En la primera etapa, los sólidos precipitados son removidos en un sedimentador. Los lodos resultantes contienen usualmente menos de 2% de sólidos en peso y pueden ser concentrados mediante un filtro de vacío. Los lodos deshidratados presentan normalmente del 10% al 12% de sólidos en peso.

El agua en la primera etapa contiene un exceso de cal, la cual es removida en la segunda etapa por mezclado con pequeñas cantidades de AMD. Este exceso de cal debe neutralizar la acidez en la segunda etapa. El CO_2 es adicionado para bajar el pH a 10.3, la mínima solubilidad del carbonato de calcio. El carbonato de calcio es formado por la reacción:

$$2OH^- + Ca^{2+} + CO_2 = CaCO_3 + H_2O \qquad (4.8)$$

Un exceso de dióxido de carbono puede redisolver el calcio a la forma de bicarbonato. El carbonato de calcio y los precipitados de hidróxidos metálicos son removidos en filtros de arena. El filtrado resultante tendrá un pH de 10.3 y puede

contener cerca de 35 mg/L de carbonato de calcio disuelto. La carbonatación adicional puede bajar el pH a valores aceptables para agua potable.

Los costos del proceso alúmina-cal-sosa dependen principalmente del costo del aluminato de sodio. Este reactivo se encuentra en dos formas: el comercial en forma seca y el calcinado producido con una mezcla de carbonato de sodio y bauxita. Este último es más caro, y requiere de la instalación de un agitador especial. La cantidad de aluminato de sodio necesario depende de las concentraciones de sulfato, hierro y aluminio en el AMD. El incremento en la concentración de los dos últimos tiende a bajar el requerimiento de aluminato por su capacidad para precipitar sulfatos.

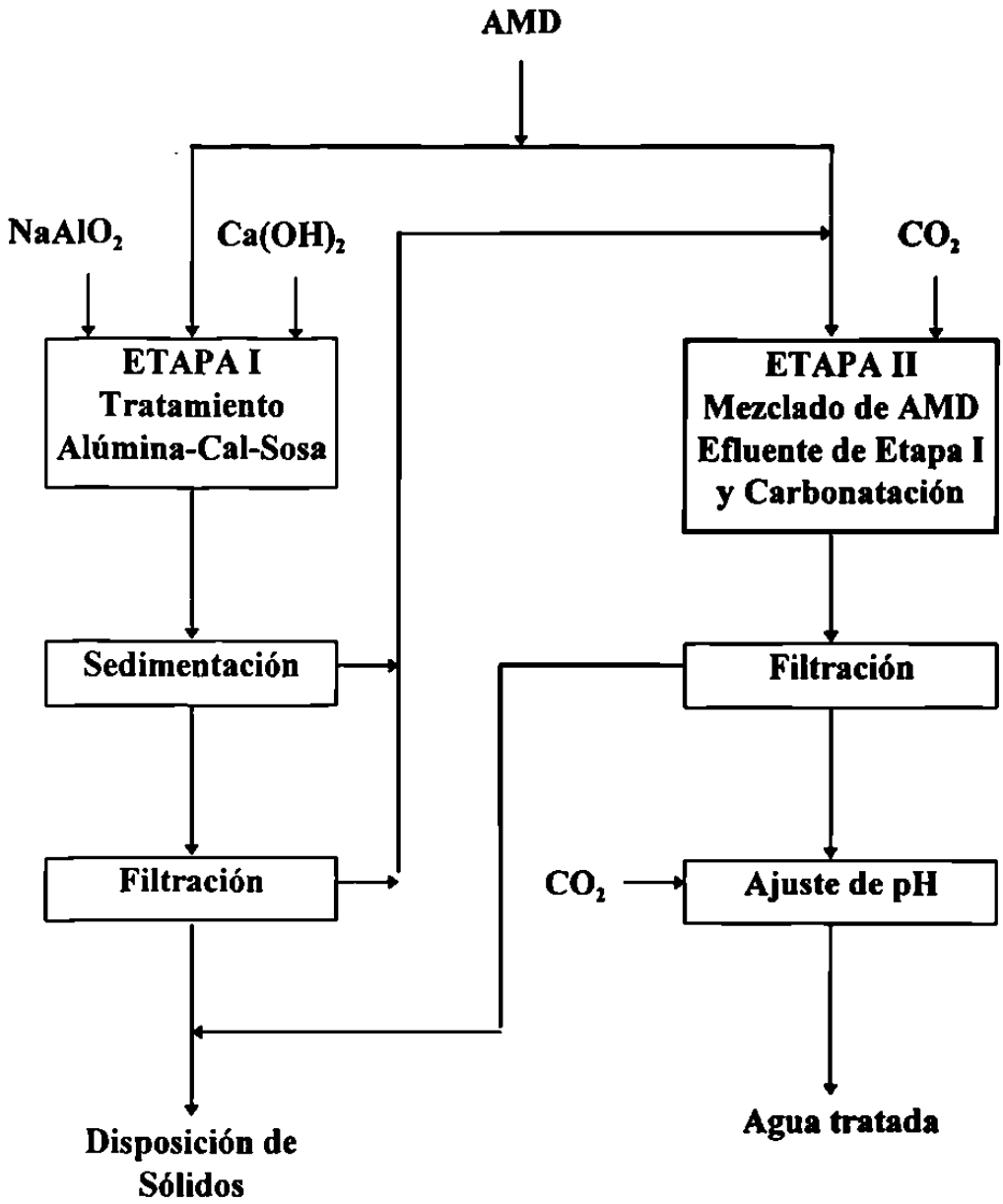


Figura 4.8. Proceso de Ablandamiento Alúmina-Cal-Sosa.

CAPÍTULO 5

PRUEBAS EXPERIMENTALES

5.1 Introducción

La calidad del agua depende tanto de la fuente de la que proviene como del uso a que se destine. La calidad de una corriente dada se establece de acuerdo con los requisitos de los sistemas en los que se recibe, o de donde se descarga como agua de desecho. El agua de desecho de un proceso industrial puede ser la fuente de abastecimiento de otro. Antes de poder controlar la calidad del agua, se deben conocer los diferentes aspectos que caracterizan a las propiedades químicas y físicas de las posibles fuentes de agua, así como los requisitos exactos que debe satisfacer el líquido que se utilizará en un determinado proceso. En consecuencia, es necesario elaborar un programa detallado para la evaluación de los constituyentes que se encuentran en el agua de abastecimiento. Una vez conocidas las características específicas que requieren puede desarrollarse el programa de tratamiento adecuado, y ya en marcha, éste debe contar con datos analíticos que permitan determinar su efectividad. El tratamiento excesivo produce un gasto innecesario, mientras que el subtratamiento también cuesta dinero debido a la baja eficiencia o a las fallas que se presenten en el equipo, además de que origina tiempos improductivos, eleva los costos de mantenimiento y es causa de calidad deficiente del

producto. Por lo tanto, es obvio que se requieren métodos de prueba tanto para el programa analítico como para el programa de control subsecuente.

Existen cuatro factores primordiales que influyen en la planeación de un programa de análisis:1) determinar cuáles etapas del sistema requieren control, y por lo tanto análisis; 2) determinar, en cada etapa, los constituyentes que deben controlarse y , por ende, el grado de exactitud que se requiere en el análisis; 3) especificar el método que se usará para cuantificar un constituyente en particular y 4) determinar la frecuencia de los análisis para dicho constituyente.

En general, un programa adecuado establece que deberán realizarse análisis periódicos del abastecimiento de agua y de cualquier agua reutilizada, análisis de aguas tratadas, análisis de descargas de agua de desecho (los resultados de este último se compararán con las normas estipuladas por las agencias encargadas) y la comprobación periódica del funcionamiento de todo el sistema. La planeación debe incluir los procedimientos aprobados y la localización de los puntos de muestreo; esta previsión dará como resultado un muestreo eficiente y representativo.

La selección de los constituyentes que se deben medir y, por lo tanto la minuciosidad del análisis de una muestra en particular, estarán determinados por los requisitos del sistema. Cuando se necesite un conocimiento total de los diferentes constituyentes deberá hacerse un análisis completo. Al analizar un agua de abastecimiento es importante buscar aquellas sustancias que puedan interferir o perjudicar al proceso, así como las que puedan originar interferencias con el tratamiento. No obstante, cuando sólo

existen unos constituyentes críticos puede emplearse un programa abreviado de análisis. Es muy común combinar un análisis inicial completo seguido de análisis abreviados. Las variaciones que se observen en los valores de algunos constituyentes claves pueden utilizarse para indicar que es necesario hacer una comprobación más minuciosa del sistema.

Una vez que se determinan los constituyentes que es necesario cuantificar se debe seleccionar el método analítico apropiado. En este caso los factores de selección son la sensibilidad, la exactitud y la precisión deseadas, así como las interferencias presentes y la rapidez y costo de los análisis. Cuando la exactitud y precisión son elementos importantes y cuando se deban tomar en cuenta muchas interferencias, se utilizan métodos de alta precisión. Sin embargo, éstos casi siempre son complicados y requieren de mucho tiempo en comparación con otros que pueden aplicarse y la exactitud obtenida puede no justificar el tiempo consumido. En muchos casos los métodos de alta precisión pueden no proporcionar la sensibilidad necesaria. Existen métodos más simplificados que son apropiados para casos específicos y que permiten un ahorro considerable de tiempo y esfuerzo cuando no se presentan ciertas interferencias. También existen otros métodos analíticos que proporcionan procedimientos alternos que satisfacen los requisitos de sensibilidad. En muchos casos la exactitud no es el factor importante.

Para asegurar el éxito de un programa analítico es necesario seguir ciertos procedimientos dentro del laboratorio, que deben convertirse en parte de una rutina indispensable. Los métodos analíticos pueden apoyarse en principios científicos firmes y ser resultado de muchos años de investigación, pero si se aplican mal o se abusa de ellos

todo el esfuerzo se pierde. De igual manera, las instalaciones y el equipo más modernos deben usarse de un modo adecuado con objeto de obtener una información útil y aprovechable.

Los recipientes para muestras y reactivos deben seleccionarse con sumo cuidado; la elección de recipientes claros o coloreados de utensilios de vidrio común o de borosilicatos, de recipientes de plástico y el tipo de tapones o tapas, tiene una gran influencia en la exactitud. Por lo general un método o procedimiento de muestreo indicará el tipo de recipiente necesario y es obligatorio apegarse rígidamente a estos requisitos. La limpieza de los utensilios de vidrio y los recipientes tiene una importancia primordial en los análisis de aguas, puesto que las concentraciones de algunos de los constituyentes que se analizan tienen valores de microgramos por litro. La presencia de materiales extraños, incluso en ínfimas cantidades, pueden producir errores apreciables. Los utensilios de vidrio pueden clasificarse de acuerdo con sus usos específicos pero es mejor considerar que todo el grupo deberá cumplir los requisitos aplicables al caso más severo.

De acuerdo a lo anteriormente mencionado, se hicieron los análisis específicos del AMD de acuerdo a los métodos normalizados para el análisis de aguas potables y residuales (APHA, AWWA, WPCF) y la prueba de jarras para el tratamiento por coagulación, la prueba de sedimentación, la determinación de la recirculación óptima de lodos y la prueba de velocidad de oxidación, son todas ellas establecidas por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) de los Estados Unidos de América.

5.2 Análisis Fisicoquímicos

Los análisis fisicoquímicos del drenaje ácido de mina y con diferentes valores ajustados de pH, son presentados en las Tablas 5.1, 5.2, 5.3 y 5.4.

TABLA 5.1 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE AMD SIN AJUSTE DE PH

DETERMINACIÓN DE AMD	NORMA NOM ó NMX AA	RESULTADO	UNIDADES
pH en Lab. a 17.5°C	008-1980	1.84	Adimensional
CARBONATOS	036-1980	N.D	mg/L $CaCO_3$
Sol. TOTALES	034-1981	5135	mg/L
Sol. DISUELTOS Totales	020-1981	980	mg/L
Sol. SUSPENDIDOS Totales	034-1981	4155	mg/L
Sol SEDIMENTABLES.	004-1981	14	mg/L
SULFATOS	074-1981	199.6	mg/L
ARSÉNICO	051-1981	0.0178	mg/L
BARIO	051-1981	0.152	mg/L
CADMIO	051-1981	0.636	mg/L
COBRE	051-1981	0.634	mg/L
FIERRO	051-1981	72.6	mg/L
MERCURIO	051-1981	0.0036	mg/L
PLATA	051-1981	N.D	mg/L
PLOMO	051-1981	1.112	mg/L
ZINC	051-1981	3.22	mg/L
ALUMINIO	051-1981	21.8	mg/L
LODOS			
LODOS SECOS	GRAVIMÉTRICO	10.65	g/L
BARIO	051-1981	37.75	mg/kg
CADMIO	051-1981	8.43	mg/kg
COBRE	051-1981	N.D	mg/kg
FIERRO	051-1981	N.D	mg/kg
PLATA	051-1981	18.93	mg/kg
PLOMO	051-1981	N.D	mg/kg
ZINC	051-1981	189.38	mg/kg
ARSÉNICO	051-1981	0.075	mg/kg
MERCURIO	051-1981	menos de 0.94	mg/kg

TABLA 5.2 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE AMD AJUSTADOS A pH 6

DETERMINACIÓN DE AMD	NORMA NOM ó NMX AA	RESULTADO	UNIDADES
pH en Lab. a 17.5°C	008-1980	1.71	Adimensional
CARBONATOS	036-1980	N.D	mg/L $CaCO_3$
Sol. TOTALES	034-1981	3950	mg/L
Sol. DISUELTOS Totales	020-1981	920	mg/L
Sol. SUSPENDIDOS Totales	034-1981	3030	mg/L
Sol SEDIMENTABLES.	004-1981	29	mg/L
SULFATOS	074-1981	193.3	mg/L
ARSÉNICO	051-1981	0.003	mg/L
BARIO	051-1981	0.184	mg/L
COBRE	051-1981	N.D	mg/L
FIERRO	051-1981	3.40	mg/L
MERCURIO	051-1981	0.0012	mg/L
PLATA	051-1981	0.008	mg/L
PLOMO	051-1981	N.D	mg/L
ZINC	051-1981	5.75	mg/L
LODOS			
LODOS SECOS	GRAVIMÉTRICO	19.49	g/L
BARIO	051-1981	47.8	mg/kg
COBRE	051-1981	N.D	mg/kg
FIERRO	051-1981	N.D	mg/kg
PLATA	051-1981	41.20	mg/kg
PLOMO	051-1981	N.D	mg/kg
ZINC	051-1981	69.0	mg/kg
ARSÉNICO	051-1981	0.200	mg/kg
MERCURIO	051-1981	menos de 1	mg/kg

TABLA 5.3 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE AMD AJUSTADOS A pH 7

DETERMINACIÓN DE AMD	NORMA NOM ó NMX AA	RESULTADO	UNIDADES
pH en Lab. a 17.5^{0}C	008-1980	1.71	Adimensional
CARBONATOS	036-1980	N.D	mg/L $CaCO_3$
Sol. TOTALES	034-1981	4100	mg/L
Sol. DISUELTOS Totales	020-1981	1910	mg/L
Sol. SUSPENDIDOS Totales	034-1981	2190	mg/L
Sol SEDIMENTABLES.	004-1981	33	mg/L
SULFATOS	074-1981	196.7	mg/L
ARSÉNICO	051-1981	0.0014	mg/L
BARIO	051-1981	0.221	mg/L
COBRE	051-1981	N.D	mg/L
FIERRO	051-1981	0.405	mg/L
MERCURIO	051-1981	0.0014	mg/L
PLATA	051-1981	N.D	mg/L
PLOMO	051-1981	N.D	mg/L
ZINC	051-1981	2.22	mg/L
LODOS			
LODOS SECOS	GRAVIMÉTRICO	10.68	g/L
BARIO	051-1981	56.57	mg/kg
COBRE	051-1981	N.D	mg/kg
FIERRO	051-1981	N.D	mg/kg
PLATA	051-1981	13.4	mg/kg
PLOMO	051-1981	N.D	mg/kg
ZINC	051-1981	93.14	mg/kg
ARSÉNICO	051-1981	0.0788	mg/kg
MERCURIO	051-1981	menos de 0.98	mg/kg

TABLA 5.4 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE AMD AJUSTADOS A pH 8

DETERMINACIÓN DE AMD	NORMA NOM ó NMX AA	RESULTADO	UNIDADES
pH en Lab. a 17.5°C	008-1980	1.71	Adimensional
CARBONATOS	036-1980	N.D	mg/L $CaCO_3$
Sol. TOTALES	034-1981	3320	mg/L
Sol. DISUELTOS Totales	020-1981	1330	mg/L
Sol. SUSPENDIDOS Totales	034-1981	1990	mg/L
Sol SEDIMENTABLES.	004-1981	33	mg/L
SULFATOS	074-1981	198.7	mg/L
ARSÉNICO	051-1981	0.0006	mg/L
BARIO	051-1981	0.267	mg/L
COBRE	051-1981	N.D	mg/L
FIERRO	051-1981	N.D	mg/L
MERCURIO	051-1981	menos de 0.006	mg/L
PLATA	051-1981	N.D	mg/L
PLOMO	051-1981	N.D	mg/L
ZINC	051-1981	0.198	mg/L
LODOS			
LODOS SECOS	GRAVIMÉTRICO	9.72	g/L
BARIO	051-1981	63.23	mg/kg
COBRE	051-1981	N.D	mg/kg
FIERRO	051-1981	N.D	mg/kg
PLATA	051-1981	14.51	mg/kg
PLOMO	051-1981	N.D	mg/kg
ZINC	051-1981	21.27	mg/kg
ARSÉNICO	051-1981	0.02	mg/kg
MERCURIO	051-1981	menos de 0.99	mg/kg

5.3 Procedimiento de la Prueba de Jarras Para el Tratamiento por Coagulación

Se requirió de un agitador de laboratorio de 6 plazas, así como también de 6 vasos de 1000 mL.

El procedimiento para llevar a cabo la prueba es:

1. Colocar el vaso debajo de cada una de las paletas de agitación.

2. Colocar en cada vaso exactamente 1L, de una muestra fresca del agua cruda medido en una probeta graduada.

3. Anotar en la hoja de datos la cantidad de coagulante que se debe añadir a cada vaso. Esta cantidad variará de vaso a vaso.

4. Con una pipeta añadir el coagulante en cantidades crecientes en vasos sucesivos.

5. Colocar las paletas de agitación dentro de los vasos, arrancar el agitador y operarlo durante 1 minuto a una velocidad de 60 a 80 rpm.

6. Reducir la velocidad al grado seleccionado de agitación (normalmente 30 rpm aproximadamente y permitir que la agitación continúe durante unos 15 minutos). Se debe procurar que el grado y tiempo de agitación igualen las condiciones de operación de la planta de floculación.

7. Anotar cuánto tiempo transcurre antes de que se empiece a formar un flóculo.

8. Observar qué tan bien resiste éste una agitación moderada sin fragmentarse.

9. Una vez que transcurre el periodo de agitación, detener el agitador y anotar cúanto tiempo transcurre para que el flóculo se sedimente en el fondo del vaso.

10. Después de permitir que el flóculo se asiente durante 20 minutos, determinar el color y la turbiedad del sobrenadante (el líquido por encima de los flóculos).

11. Determinar la turbiedad, pH y color. Anotar en la hoja de registro.

12. La jarra que proporcione los mejores resultados indica la dosis adecuada para la planta en cuestión.

NOTA:

Polímero utilizado:

MAFLOC 900 (CQT900)
(JORDAFLOC 999)

Los floculantes sintéticos, generalmente pueden ser usados más eficientemente como soluciones diluidas (0.01 - 0.05%), (CYANAMID).

Se preparó polímero al 0.01%.

1mL de polímero al 1% añadido a 1L de agua = 10 mg / L

1mL de polímero al 0.1% añadido a 1L de agua = 0.1 mg / L

Se pesó 0.1 g del polímero y se agregó a 100 mL de agua = 0.01%

10 mL de polímero preparado al 0.01% = 1 mg / L

Las Tablas 5.5 y 5.6 resumen los resultados de esta prueba efectuada en un caso sin cal y en el otro con cal.

TABLA 5.5 HOJA DE REGISTRO DE LA EJECUCIÓN DE LA PRUEBA DE JARRAS (SIN CAL)

Reactivos Químicos			Flóculos		Sobrenadante			
Vaso	Cal (mg / L)	Polímero (mg / L)	Tiempo de formación de flóculos	Velocidad de sedimentación (minutos)	Resistencia	Turbiedad sedimentada durante 20 min. (UTN)	Color	pH
1	Sin	1	1.02 min	>20	Se rompe	10	Café	3.5
2	Sin	2	40 seg	>20	Se rompe	4	Café	3.5
3	Sin	3	35 seg	>20	Se rompe	4	Café	3.6
4	Sin	4	29 seg	>20	Se rompe	3	Café	3.6
5	Sin	5	25 seg	>20	Se rompe	0.5	Claro	3.6
6	Sin	6	20 seg	>20	Se rompe	0.5	Claro	3.7

TABLA 5.6 HOJA DE REGISTRO DE LA EJECUCIÓN DE LA PRUEBA DE JARRAS (CON CAL)

Pureza de la cal = 93%

Se preparó la cal al 2% (20 gramos de cal en 1 litro de agua)
1 mililitro de cal preparada al 2% = 20 mg / L

pH inicial = 3.2

Reactivos Químicos			Flóculos		Sobrenadante			
Vaso	Cal mL (mg / L)	Polímero (mg / L)	Tiempo de formación de flóculos	Velocidad de sedimentación (minutos)	Resistencia	Turbiedad sedimentada durante 20 min. (UTN)	Color	pH
1	2.5 (50)	1	5 seg	5 min	Se rompe	0.4	Claro	6.0
2	2.6 (52)	1	Instantaneo	3 min	No se rompe	0.3	Claro	6.5
3	2.8 (56)	1	Instantaneo	3 min	No se rompe	0.3	Claro	7.0
4	5.0 (100)	1	Instantaneo	2 min	No se rompe	0.2	Claro	8.0

Nota:

Se hicieron las pruebas para los diferentes pH con los 6 vasos y después se promediaron los resultados, que son los aquí enlistados. Cabe mencionar que no hubo mucha variación de vaso a vaso.
Agregando 2 mg / L de polímero los resultados fueron obvios, por lo que ya no se realizó la prueba para 3, 4, 5 y 6 mg / L.

5.4 Procedimiento Recomendado Para Pruebas de Sedimentación de AMD

1. Colocar 1L de muestra fresca (máximo 24 horas después de haber sido recolectada) del drenaje ácido de mina en cada uno de 5 vasos de 1500 mL. (Si el laboratorio no cuenta con el equipo suficiente, se puede hacer la prueba con un sólo vaso a tiempos diferentes).

2. Colocar los vasos en un equipo con paletas de agitación y arrancar el agitador por 5 minutos entre 60 - 80 rpm.

3. Tomar un "blanco" para comparación y adicionar cantidades de agente neutralizante a los demás vasos, ajustando el pH a 6, 7, 8 y 9. El objetivo principal es remover el mineral ferroso a un pH de 8 (recomendado). Agitar la muestra continuamente durante la adición del álcali por aproximadamente 5 minutos entre 80 - 90 rpm.

4. Aerear cada muestra aproximadamente por 30 minutos mecánicamente o con difusor de aire. Remover de cada muestra una alicuota para el análisis de los sólidos suspendidos.

5. Poner cada muestra en una probeta (cilindro graduado) de 1000 mL y verificar la sedimentación de las partículas.

6. Anotar la altura sedimentada de las partículas a intervalos de 2 minutos y así por 30 minutos. Continuar verificando esta altura por los próximos 60 minutos a intervalos de 10 minutos.

7. Llevar los datos a un gráfico de interfase líquido-sólido Vs tiempo para cada muestra.

8. Anotar al final el volumen de lodos. Después analizar la concentración de sólidos suspendidos (punto 4); la densidad de lodos puede ser calculado como sigue:

$$Vi\ Si = Vs\ Ss$$

$$Ss = Vi\ Si / Vs$$

Vi = Volumen de muestra (1000 mL).

Si = Concentración de sólidos suspendidos antes de la sedimentación (mg / L).

Vs = Volumen de lodos sedimentados al final de la prueba.

Ss = Contenido de sólidos del sólido sedimentado.

El cálculo supone un 100% de remoción de los sólidos, lo cual no es real. El sobrenadante tiene una cierta cantidad de sólidos suspendidos; No obstante, el procedimiento es válido para una aproximación ajustada de la densidad de los lodos.

Otro método utilizado que ignora la densidad de los lodos es considerando el volumen de lodos producidos por volumen de agua tratada. Esta relación es:

$$\text{Relación de volumen de lodos} = \frac{\text{(Volumen de lodos sedimentados, mL)}}{\text{(Volumen de muestra, mL)}}$$

La relación de volumen de lodos para una cantidad de AMD tratado por día produce una aproximación ajustada de la producción de lodos por día. Este método puede ser usado si el análisis del drenaje ácido de mina se hace en el laboratorio.

La producción de lodos puede ser estimada sumando los sólidos suspendidos y la concentración de hierro.

{ Conc. de sól. susp. + Conc. de Fe disuelto }(mg/L) x Gasto (L/d) x 1 kg/10^6 mg = Lodos producidos (kg/d)

Suponer un 15% del agente neutralizante residual y considerársele sedimentado en los lodos.

Lodos producidos (kg/d) + 0.15 de agente neutralizante adicionado (kg/d) = Sólidos Totales Sedimentados (kg/d)

Suponer un promedio del 1% de sólidos contenidos en los lodos resultantes del punto 8.

$$\frac{\text{Sól. Tot. Sed.}}{0.01} = \text{Lodos producidos (kg/d)} \times 1\text{L}/1\text{kg} \times 10^{-3}\ \text{m}^3 / 1\text{L} = \text{Lodos producidos } (\text{m}^3/\text{d})$$

9. La calidad del sobrenadante es determinado tomando por decantación porciones de cada muestra y analizando los parámetros (Fe, pH, Sólidos Suspendidos, Mn). Si la calidad del sobrenadante no cumple los estándares de la EPA y los estándares del estado, una extensión de tiempo de retención, el uso de un agente neutralizante alternativo, o la adición de un polímero pueden ser consideradas.

Si la calidad del sobrenadante para los diferentes pH no cumple los límites permisibles (EPA), entonces es necesaria la adición de un polímero. Para este punto la recomendación del uso de un cierto polímero puede ser alcanzada por medio del fabricante (tipo y dosis del floculante requerido).

Las Tablas 5.7 y 5.8 resumen los resultados de la ejecución de las pruebas de sedimentación de AMD.

TABLA 5.7 PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN EN MUESTRAS DE AMD DE PH AJUSTADOS

TIEMPO DE SEDIMENTACIÓN = 1 HORA
Cal - 93% de pureza
Volumen de muestra = 1000 mL

Muestra Ajustada	pH inicial (17.5^{0}C)	pH final (17.5^{0}C)	Cal agregada al 2% mL (mg / L)	S.Susp. Tot. (mg / L)	Fe total (mg / L)	Turbiedad (UTN)
Blanco	1.84			4155	72.6	14
pH = 6	2.90	6.21	2.6 (52)	3030	3.40	6
pH = 7	2.02	7.04	3.0 (60)	2190	0.405	7
pH = 8	1.98	8.30	5.4 (108)	2290	N.D	7

N.D = NO DISPONIBLE

TABLA 5.8 SÓLIDOS SEDIMENTADOS RESULTANTES DE LAS PRUEBAS DE SEDIMENTACIÓN EN MUESTRA DE AMD DE PH AJUSTADAS

VOLUMEN = 1000 mL

BLANCO

Tiempo (min)	Concentración (mL / L)
10	900
20	700
30	400
40	250
50	50
60	18

pH = 6.0

Tiempo (min)	Concentración (mL / L)
10	800
20	500
30	210
40	120
50	40
60	32

pH = 7.0

Tiempo (min)	Concentración (mL / L)
10	750
20	520
30	230
40	128
50	50
60	36

pH = 8.0

Tiempo (min)	Concentración (mL / L)
10	740
20	510
30	210
40	130
50	56
60	38

5.5 Determinación de la Recirculación Óptima de Lodos

Procedimiento:

1. Un volumen de agua ácida se neutraliza con una cantidad de cal hasta un pH de 7.4 a 7.7.

2. A continuación, después de la adición de un polielectrolito (AS-24) se realiza la floculación según la técnica de prueba de jarras.

3. En una hora se determina el volumen de lodo resultante y se comienza un nuevo ciclo o etapa.

4. Se transfiere el lodo sedimentado a un vaso de precipitados y se añade una cantidad de cal igual a la anterior.

5. Posteriormente se une a otro volumen de agua ácida.

6. El procedimiento se repite hasta que no se observa aumento en el volumen de lodo obtenido trás la recirculación.

Nota:

Polímero utilizado: **MAFLOC 900 (CQT900)**
JORDAFLOC 999

Este polímero tiene las mismas características que el AS-24, inclusive el fabricante lo considera de mejor calidad y para una más eficiente operación de floculación.

Los resultados de la prueba se mencionan en la Tabla 5.9.

TABLA 5.9 RESULTADOS DE LA PRUEBA DE RECIRCULACIÓN DE LODOS

Parámetro	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3	Etapa 4	Etapa 5
Cal / ciclo mg/L	64	56	52	60	48
pH operación	7.5	7.6	7.5	7.7	7.6
Recirculación (mL/L agua)	50	49	47	45	45

Nota:

Se establece que la relación de recirculación en la cual se produce la densificación óptima de lodos corresponde a un valor entre 45 a 50 mL de lodo por cada litro de agua bruta. Es decir, el porcentaje de lodo recirculado se establece en 5%.

Se agregó 1 mg / L de polielectrolito, porque es la cantidad óptima según Jar Test.

5.6 PROCEDIMIENTO PARA LA PRUEBA DE VELOCIDAD DE OXIDACIÓN

La oxidación del ion ferroso es una reacción de primer orden con respecto a la concentración del mismo. Esta velocidad de reacción puede ser expresada como:

$$-d\,(Fe^{2+})\,/\,dt = k\,(\,Fe\,)$$

donde (Fe^{2+}) es la concentración del ion ferroso y "k" es la constante de velocidad de oxidación. La forma integrada de la ecuación es:

$$Fe = Fe_o\, e^{-kt}$$

donde Fe_o es la concentración inicial del ion ferroso y Fe es la concentración del ion ferroso a un tiempo cualquiera t.

La constante "k" puede ser determinada a partir de una gráfica de Log Fe Vs tiempo. Los datos de oxidación del ion ferroso frente al tiempo nos da una línea recta trazada sobre papel semilogarítmico. La pendiente de la línea multiplicada, por 2.303, nos da la constante de velocidad, k:

$$-k = \text{pendiente} \times 2.303$$

Una vez determinada la constante "k", el tiempo de retención requerido para la oxidación, es determinado por:

$$t = (1/k) \times 2.303\ \mathrm{Log}\,(\,Fe_i\,)/(\,Fe_f\,)$$

donde Fe_i y Fe_f son las concentraciones del ion ferroso inicial y final respectivamente.

La prueba puede ser desarrollada con muestras frescas de drenaje de mina para minimizar algo de la oxidación natural del ion ferroso. Una cantidad de muestra de 4L (1gal) puede usarse.

Inicialmente, la muestra tomada es preservada para el análisis con ácido clorhídrico para prevenir la oxidación.

A la muestra se le agrega el álcali hasta alcanzar el pH requerido y al mismo tiempo se adiciona aire a través de un difusor. Las muestras son removidas periodicamente para el análisis del ion ferroso. El pH se verifica frecuentemente para mantenerlo al nivel deseado. Una hora de prueba es suficiente para generar suficientes datos para la constante de velocidad de oxidación. La prueba puede efectuarse varias veces para tener resultados más confiables.

CAPÍTULO 6

DISEÑO DE PLANTA DE TRATAMIENTO

6.1 Elección del Proceso de Tratamiento

La amplia variedad de alternativas disponibles, hace posible obtener virtualmente cualquier calidad de agua tratada a partir de cualquier fuente; por consiguiente, las consideraciones económicas y operacionales se convierten en los factores restrictivos al seleccionar las unidades de tratamiento.

Las especificaciones del agua tratada, la calidad del agua cruda y sus variaciones, las restricciones locales y los costos relativos de los diferentes procesos de tratamiento, son factores que se consideran en la selección del sistema a emplear.

De los sistemas de tratamiento analizados en el Capítulo 4 podemos hacer el siguiente razonamiento:

La ósmosis inversa continúa siendo una opción cara en inversión inicial (el equipo es caro) y en operación (se invierte gran energía "comprimiendo" el agua ácida a las elevadísimas presiones necesarias para la separación). Además, el residuo es una solución todavía más concentrada a la que los sólidos no se les afecta en lo absoluto.

Las resinas de intercambio son una opción no económica pues además del costo de adquisición del equipo deben considerarse los costos de consumo de reactivos químicos para la regeneración de las columnas. Además aquí también los sólidos suspendidos siguen siendo un problema al igual que los regenerantes para su disposición por su gran volumen.

En el ablandamiento químico los elevados costos de equipo y de reactivos químicos hacen de este sistema un proceso demasiado costoso.

Refiriéndonos al proceso de neutralización convencional puede ser una opción viable, sin embargo, el alto volumen de lodos de baja densidad que se producen lo presentan en desventaja con el proceso de neutralización de lodos de alta densidad.

El proceso de lodos de alta densidad (HDS) nos ofrece varias ventajas como son, una producción de lodos de bajo volumen y alta densidad, costos más económicos de operación, equipo y de materia prima (cal).

6.2 Descripción del Sistema Propuesto

Para nuestro diseño utilizaremos el sistema HDS por las ventajas que proporciona y por la gran producción de lodos que se generarán, como ya se ha visto en pruebas experimentales en el Capítulo 5.

Nota:

Todos los parámetros utilizados en el sistema HDS son establecidos por la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos de América (EPA).

6.2.1 Tratamiento Preliminar

Este tratamiento consistirá únicamente en una operación de separación para la eliminación de sólidos gruesos mediante cribado utilizando para ello, una criba de barras. El drenaje ácido de mina (AMD) será conducido a través de un canal hacia esta criba, posteriormente el gasto será conducido a un medidor Parshall, para luego entrar al proceso HDS. Como se notará el sistema no involucra un tanque de homogenización, debido a que los sólidos sedimentables que lleva el AMD precipitarían y esto produciría acumulación en el fondo del tanque y la necesidad de estar limpiando el depósito continuamente.

6.2.2 Proceso HDS

Como se vio anteriormente el proceso HDS es una versión modificada del proceso de neutralización, en el cual se elimina el tanque de homogenización y el sedimentador es reemplazado por un espesador, lo cual es lógico debido a la gran cantidad de lodos que se manejarán. Además, es significativo del proceso la recirculación de lodos. En sí el proceso tiene la siguiente secuencia:

El AMD entrará al tanque de mezclado rápido donde hará contacto con los lodos de recirculación y la cal en lechada. En esta etapa se alcanzará el pH deseado, el que por pruebas y por conveniencia estará en el intervalo de 6.0 a 6.5. Gran parte del ion ferroso será oxidado por efecto de la aereación en la siguiente etapa.

De esta etapa pasará a la de floculación, con el fin de aumentar la velocidad de sedimentación de las partículas minerales mediante un polímero orgánico de alto peso molecular (floculante), el que sirve para agrupar a las partículas suspendidas causando una separación más eficiente de los sólidos del medio acuoso.

Por último es necesario separar las suspensiones acuosas de minerales en sus fases componentes, líquida y sólida; para ello se utilizará un espesador. El efluente neutralizado pasará al proceso de beneficio de mineral y los lodos serán enviados a una laguna de disposición. Cada etapa será analizada a fondo posteriormente.1

6.3 Medidor Parshall

6.3.1 Cálculo del Gasto

De acuerdo a las condiciones medias de los aforos efectuados, se estima que el gasto medio que se descarga de AMD es de 4.0 LPS. Al gasto se añadirá un 35% como factor de seguridad de diseño para tomar en cuenta el efecto de infiltración y por escurrimientos de origen pluvial; esto debido a que el área donde está ubicada la mina, el subsuelo es de alta porosidad.

El gasto de diseño es:

$$Qdiseño = 4.0 \times 1.35 = 5.4\ Ls^{-1} = 466.6\ m^3/d$$

Para un gasto de 5.4 L/s (0.191 ft^3/s), según la Tabla 6.1 le corresponde un medidor con ancho de garganta W de 3 pulgadas.

W (pulg y cm)		Capacidad L s^{-1} Mínima	Máxima
3	7.6	0.85	53.8
6	15.2	1.52	110.4
9	22.9	2.55	251.9
1′	30.5	3.11	455.6
1.5′	45.7	4.25	696.2
2′	61.0	11.89	936.7
3′	91.5	17.26	1426.3
4′	122.0	36.79	1921.5
5	152.5	62.8	2422
6′	183.0	74.4	2929
7′	213.5	115.4	3440
8′	244.0	130.7	3950
10′	305.0	200.0	5660

Tabla 6.1. Límites de Aplicación. Medidores Parshall con Descarga Libre.

De ahí que las dimensiones típicas que aplican en la figura 6.1 son:

W (pulg)	W (cm)	A	B	C	D	E	F	G	K	N
3	7.6	46.6	45.7	17.8	25.9	38.1	15.2	30.5	2.5	5.7

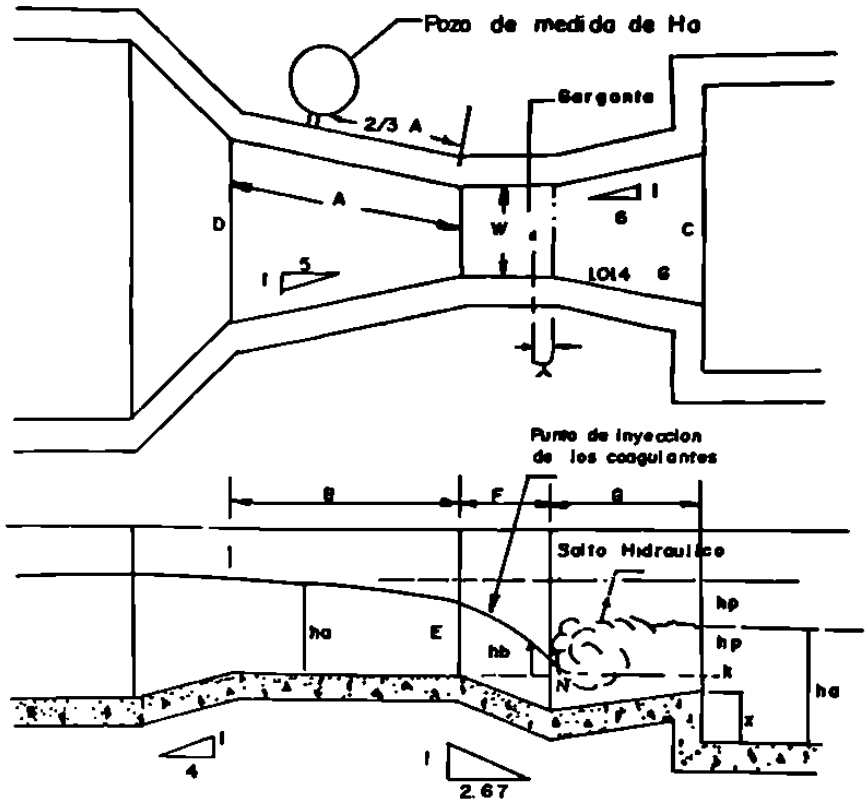


Figura 6.1. Canaleta Parshall Mostrando Planta, Elevación y Dimensionamiento.

W		A	B	C	D	E	F	G	K	N
1"	2,5	36,3	35,6	9,3	16,8	22,9	7,6	20,3	1,9	2,9
3"	7,6	46,6	46,7	17,8	25,9	38,1	15,2	30,5	2,5	5,7
6"	15,2	62,1	61,0	39,4	40,3	45,7	30,5	61,0	7,6	11,4
9"	22,9	88,0	86,4	38,0	57,5	61,0	30,5	45,7	7,6	11,4
1'	30,5	137,2	134,4	61,0	84,5	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
1 1/2	45,7	144,9	142,0	76,2	102,6	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
2'	61,0	152,5	149,6	91,5	120,7	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
3'	91,5	167,7	164,5	122,0	157,2	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
4'	122,0	183,0	179,5	152,5	193,8	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
5'	152,5	198,3	194,1	183,0	230,3	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
6'	183,0	213,5	209,0	213,5	266,7	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
7'	213,5	228,8	224,0	244,0	303,0	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
8'	244,0	244,0	239,2	274,5	340,0	91,5	61,0	91,5	7,6	22,9
10'	305,0	274,5	427,0	366,0	475,9	122,0	91,5	183,0	15,3	34,3

Tabla 6.2. Dimensiones Típicas de Medidores Parshall (cm).

Para W = 3 pulgadas la ecuación para el gasto en un medidor Parshall con descarga libre es:

$$Q = 0.992\ Ha^{1.55} \qquad (6.1)$$

siendo Q el Caudal en $ft^3\ s^{-1}$ y Ha es el tirante superior a 2/3 de la longitud de A desde la garganta, en piés.

Para fines de diseño se tomará el intervalo de 0.85 a 53.8 L s^{-1}, por lo que los tirantes mínimo y máximo que se tendrán son:

Q máx = 53 8 L s^{-1} (1.89 $ft^3 s^{-1}$)

Q mín = 0.85 L s^{-1} (0.03 $ft^3 s^{-1}$)

Ahora de ecuación (6.1)

$$Ha = (Q / 0.992)^{1/1\ 55}$$

$$Ha\ máx = (1.89 / 0.992)^{0.645} = 1.51\ ft = 46.0\ cm$$

$$Ha\ mín = (0.03 / 0.992)^{0.645} = 0.105\ ft = 3.2\ cm$$

Se propone ubicar un escalón de bajada en la entrada de acceso del agua ácida a la canaleta Parshall, con el objeto de mantener una velocidad constante.

El grado de sumergencia (S) se determina mediante la relación Hb/Ha.

Para el ancho de garganta seleccionado, de acuerdo al caudal de operación manejado, se tiene que:

Ancho de Garganta	Máxima Sumergencia (Hb/Ha)
3 a 9 pulgadas (7.6 a 22.9 cm)	0.6
1 a 8 piés (0.305 a 2.44 m)	0.7
10 a 50 piés (3.05 a 15.24 m)	0.8

Para el valor de w = 3 pulgadas le corresponde el de máxima sumergencia S de 0.6. Por tanto, para Q máx:

$$S = Hb/Ha \qquad (6.2)$$

$$Hb = 0.6 \times 1.51 = 0.906 \text{ ft} = 27.61 \text{ cm}$$

La pérdida de carga P será:

$$P = Ha - Hb \qquad (6.3)$$

$$P = 1.51 - 0.906 = 0.604 \text{ ft} = 18.4 \text{ cm}$$

Para el cálculo del escalón o elevación de la cresta, z, se utilizan los siguientes términos:

S = Grado de sumergencia

Ha = Tirante superior en Parshall a 2/3 de A

Hb = Tirante inferior en Parshall

P = Pérdida de carga

Z = Altura del escalón o elevación de la cresta

Yn = Tirante normal después del salto para Q máx.

Si Yn se toma como igual a 50 cm para Q máx; entonces:

$$Z + Ha = Yn + P \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (6.4)$$

y despejando de ahí a Z, resulta:

$$Z = (50 + 18.4) - 46$$

$$Z = 22.4 \text{ cm } (0.735 \text{ ft})$$

6.4 CANAL DE ENTRADA.

Se recomienda una velocidad en el canal de 0.6 a 0.9 m/s. El ancho del canal se calcula considerando el tirante máximo del medidor Parshall. Por lo tanto, de la definición de gasto (velocidad multiplicada por sección transversal), obtenemos el ancho del canal de entrada.

$$\text{Ancho} = Q \text{ máx} / (\text{Velocidad} \times Ha \text{ máx})$$

$$\text{Ancho} = 0.0538 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1} / (0.6 \text{ m s}^{-1} \times 0.46 \text{ m})$$

$$\text{Ancho} = 0.20 \text{ m}$$

De la Tabla 6.2 se obtiene que D = 25.9 cm, por lo que se propone un ancho de canal de 30 cm.

Del nomograma de Manning se calcula la pendiente hidráulica del canal (S), (con un coeficiente de rugosidad, n= 0.013):

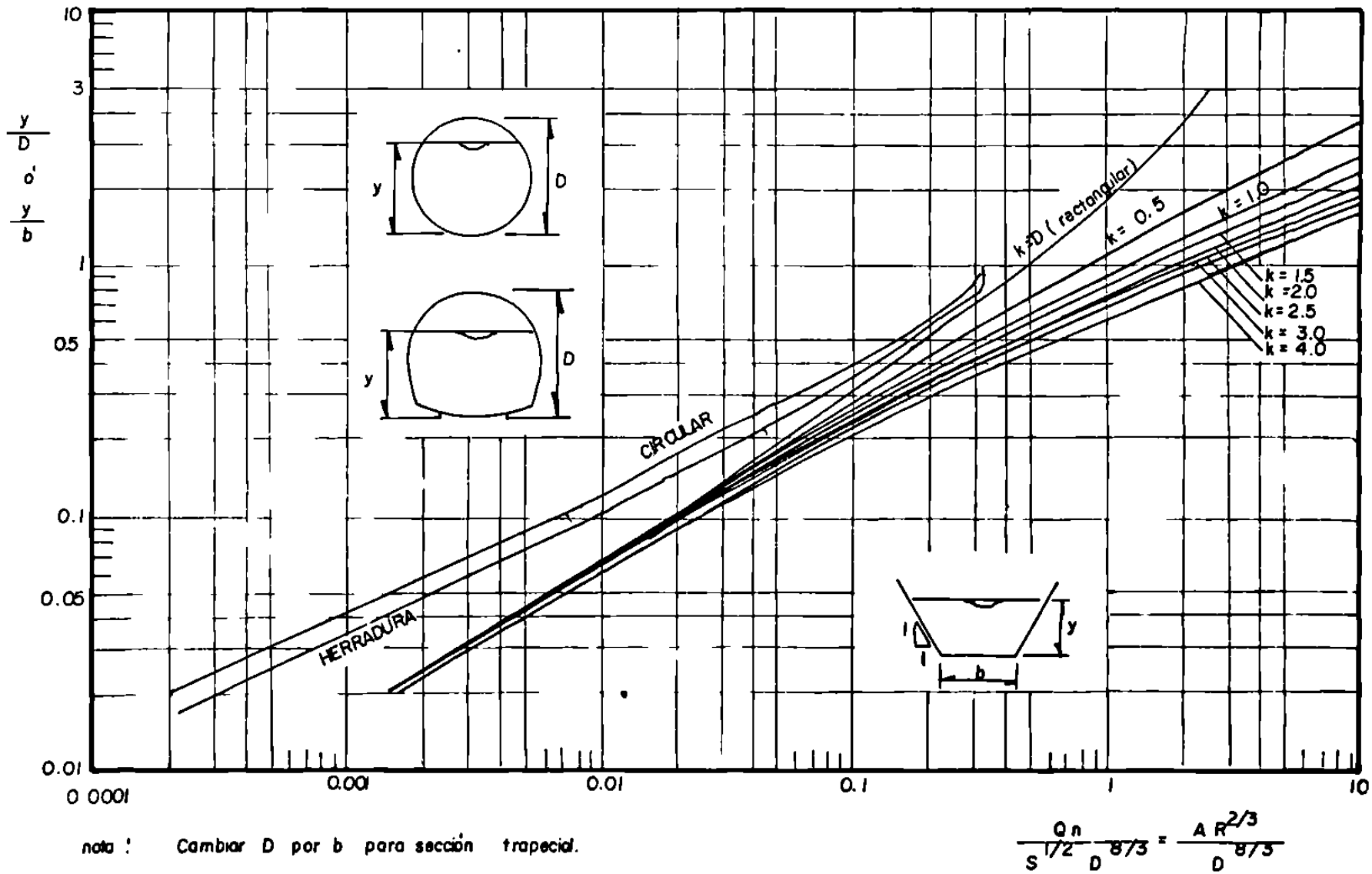


Figura 6.2. Curvas para la Determinación del Tirante Normal.

Teniendo como dato:

$$Y/b = 0.50\ m / 0.30\ m = 1.66$$

Del ábaco Y/b vs Qdiseño n / $S^{1/2}$ $D^{8/3}$ y de la Figura 6.2, se obtiene para el canal rectangular que:

$$Qdis.\ n / S^{1/2} D^{8/3} = 0.18$$

$$S = (Q\ dis\ n / 0.15\ D^{8/3})^2 = (0.0054\ m^3\ s^{-1} \times 0.013 / 0.18\ (0.30)^{8/3})^2$$

$$S = 9.35 \times 10^{-5}$$

Si se considera una longitud de canal de entrada de 10 metros, entonces la pérdida de carga (hf) es:

$$S = hf/L$$

$$hf = S \times L$$

$$hf = 9.35 \times 10^{-5} \times 10\ m$$

$$hf = 9.35 \times 10^{-4}\ m$$

6.5 CRIBA DE BARRAS.

Se recomienda para el diseño que el ancho del canal de la rejilla sea 2 veces el ancho del canal de entrada.

Los datos necesarios son:

La separación entre barras = SEB = 15.0 mm = 0.015 m

El espesor de las barras = EDB = 6.3 mm = 0.0063m

La inclinación de las barras (a escoger entre 45° y 60 °)

Estos datos son recomendados para sistemas de limpieza de tipo mecánico o automático.

El cálculo del ancho del canal es como sigue:

Ancho = 2.0 x ancho del canal de entrada

Ancho = 2.0 x 0.30m = 0.60 m

La longitud de las barras (LDB) es:

LDB = Ha máx / sen (45°) + longitud para operación y mantenimiento

LDB =0.46 m / sen (45°) + 0.44 m

LDB = 0.65 m + 0.44m

LDB = 1.09 m

El número de barras (NUB), se obtiene de la siguiente manera:

NUB = (ancho del canal / (SEB +EDB) +1) (6.5)

NUB = (0.60m / (0.015 + 0.0063) + 1)

NUB = 29 barras

La pérdida de carga (hf) en las rejillas se calcula de la siguiente ecuación:

$$hf = \beta \times (w/b)^{1.333} \times (Q\ máx/b \times D\ máx)^2 \times Sen\ \theta / 2g \qquad (6.6)$$

Donde:

$\beta = 2.42$ (Factor de la forma de barra : rectangular con bordes agudos)

$\theta = 45°$

w = Ancho del canal

b= Longitud que ocupan los claros

$g = 9.8 \text{ m s}^{-2}$

Sustituyendo valores:

$$hf = 2.42 \, (w/ [(NUB - 1) \times SEB)]^{1.333} \, [Q \text{ máx}/ [(NUB-1) \times SEB] \times Ha \text{ máx}]^2 \times \text{Sen } 45°/2 \times 9.8$$

$$hf = 2.42 \, [0.6 \text{ m}/[(29-1) \times 0.015 \text{ m}]]^{1.333} \, [0.0538 \text{ m}^3/\text{s}/[(29-1) \times 0.015 \text{ m}] \times 0.46 \text{ m}]^2 \, (0.03608)$$

$$hf = 0.0005 \text{ m}$$

Afectada por un factor de 1.5

$$hf = 0.001 \text{ m}$$

Se propone una longitud del canal de 2 m. El diseño de la criba se ilustra en la Figura 6.3.

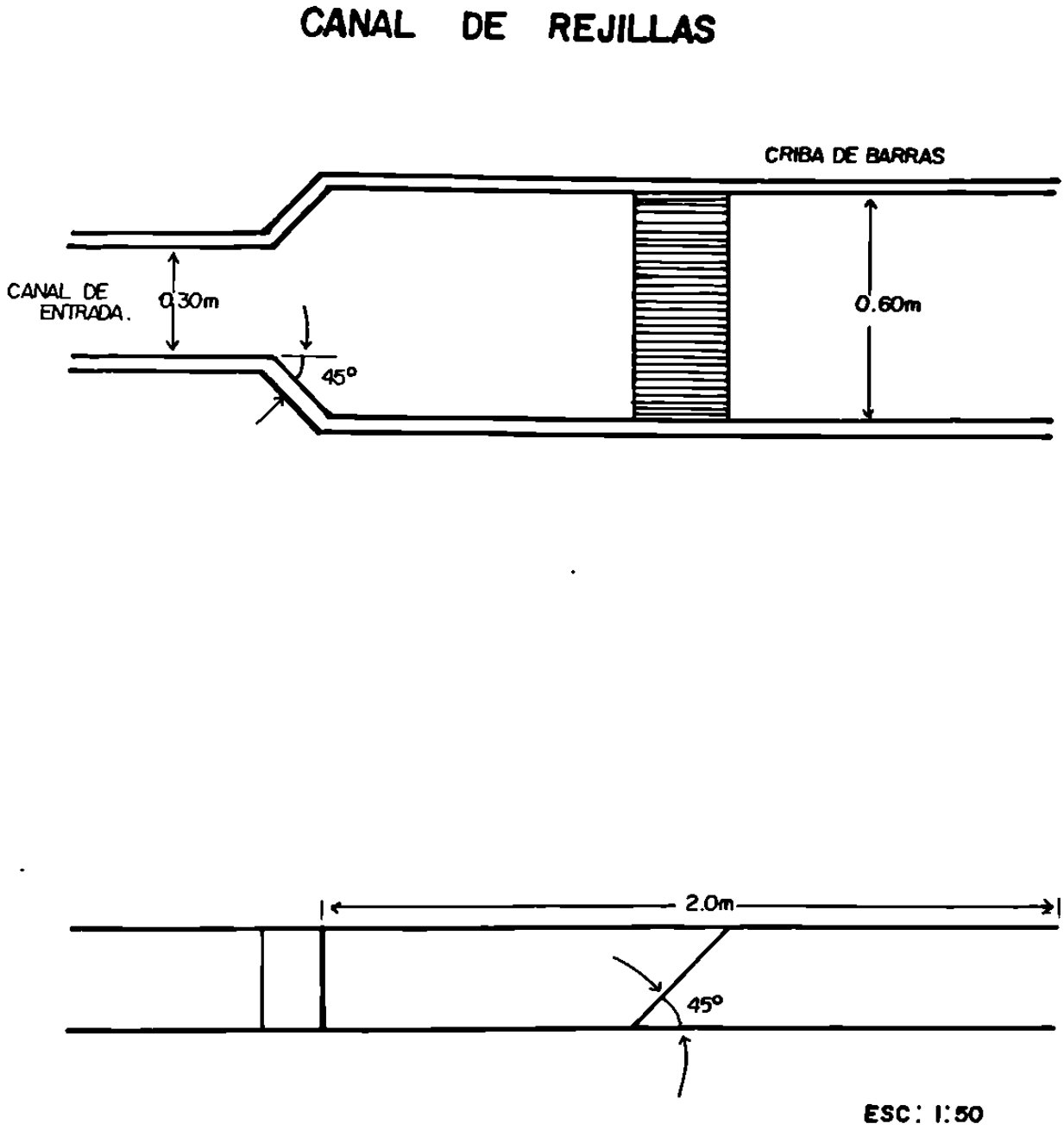


Figura 6.3. Criba de Barras.

6.6 Proceso de Neutralización

6.6.1 Requerimiento de Cal

De acuerdo a la prueba de jarras (Capítulo 5), se obtuvo que el pH óptimo es de 6.5, por lo que usaremos los parámetros establecidos para efectos de cálculo de diseño. Este es el mejor método para determinar el requerimiento de cal.

La prueba indica que se requieren 52 mg/L de cal para neutralizar el AMD y llevarlo hasta un pH de 6.5, por así convenir al proceso de beneficio del mineral, y porque el límite mínimo permisible de acuerdo a Normas Oficiales Mexicanas es de 6.5.

De acuerdo a un reporte de determinación de parámetros metalúrgicos realizado en el Laboratorio de Investigación Metalúrgica de la Compañía Minas de San Luis, para la Unidad "La Guitarra" se obtuvieron los siguientes resultados:

Granulometría = 50% - 200 mallas

pH flotación primaria = 6.0 (con el agua de operación)

Tiempo de retención = 7 minutos primarios, 4 minutos agotativos

Dilución primaria = 30% sólidos

Adición de Colector = Molino

Por lo tanto, el requerimiento diario de cal, $Ca(OH)_2$, es:

$$52 \text{ mg/L} \times 466.6 \text{ m}^3\text{/d} \times 1000\text{L/m}^3 \times \text{kg}/10^6 \text{ mg} = 25 \text{ kg}$$

Debe recordarse que la cal utilizada en la prueba es del 93% de pureza y aún más la lechada se preparó al 2%, por lo que para usar cal comercial deben hacerse los ajustes necesarios. Se utilizó cal de laboratorio para que no hubiera tanta interferencia al momento de cuantificar la concentración de metales en la solución mediante espectrometría de absorción atómica.

Una operación con cal viva, CaO, requiere de una inversión de capital y mantenimiento difícil de justificar.

6.6.2 Dimensionamiento del Silo para la Cal

Considerando que la planta de tratamiento de AMD está en áreas rurales, el diseño para la capacidad de almacenaje de cal en el silo se hará en base a 30 días como mínimo, para volverse a proveer. En este caso la capacidad mínima del silo sería de 750 kg. Debe tenerse en consideración un exceso de la capacidad por factor de seguridad y por la relación flete-costo de los proveedores.

Así, con un factor de seguridad de 1.5 tenemos que el silo tendrá una capacidad para 1125 kg. Asumiendo, que la densidad de la cal hidratada es de 481 kg/m^3 (30 lb/ft^3), el volumen del silo es:

$$\text{Volumen del silo} = 1125 \text{ kg} / 481 \text{ kg m}^{-3} = 2.5 \text{ m}^3 \text{ (} 88 \text{ ft}^3 \text{)}$$

Las especificaciones del silo son:

$$\text{Diámetro} = 1.2 \text{ m (} 4 \text{ ft)}$$

Altura = 2.1 m (7 ft)

Inclinación de la tolva en el fondo = 60^0

Debido a que la cal hidratada no es corrosiva, se pueden usar silos de acero convencional y tolvas de concreto o acero. No obstante, las unidades de almacenamiento deben ser herméticas o impermeables. De todas las unidades de acopio usadas para la cal, el silo de acero con cono en el fondo es el más popular. La variedad de diseño de tolvas o silos incluyen formas rectangulares, cuadradas, hexagonales y circulares. Los tres primeros ocupan menor espacio en la planta porque utilizan comúnmente muros y son fáciles de limpiar, pero tienen la desventaja de que retienen material en las esquinas. Con los silos circulares esta acumulación no es común, aunque hay una gran tendencia de abovedar la cal, lo que en las tolvas rectangulares no sucede. En cada caso las unidades de almacenaje, siempre se diseñan con una base cónica para una fácil descarga.

La decisión de instalar uno ó más depósitos de almacenaje grandes contra varios pequeños, depende de la planta y de algunos factores como requerimiento diario de cal, tipo de entrega (ferrocarril o camión) y tipo de operación (continua o intermitente). Muchas plantas de tratamiento de AMD tienen una demanda constante de cal y una operación continua. Es prudente preveer la capacidad de almacenamiento para 7 días y preferiblemente para 2 ó 3 semanas.

La importancia de una capacidad de almacenaje mayor es el bajo costo por unidad de volumen en el sistema de tratamiento total. También, la expansión de la planta a futuro puede fácilmente acomodarse. En diseños específicos para el tamaño de silos o tolvas, es

aconsejable usar una densidad de 481 kg/m^3 (30 lb/ft^3) para la cal hidratada y 881 kg/m^3 (55 lb/ft^3) para la cal viva. Para nuestro sistema usaremos el diseño ilustrado en la figura 6.4.

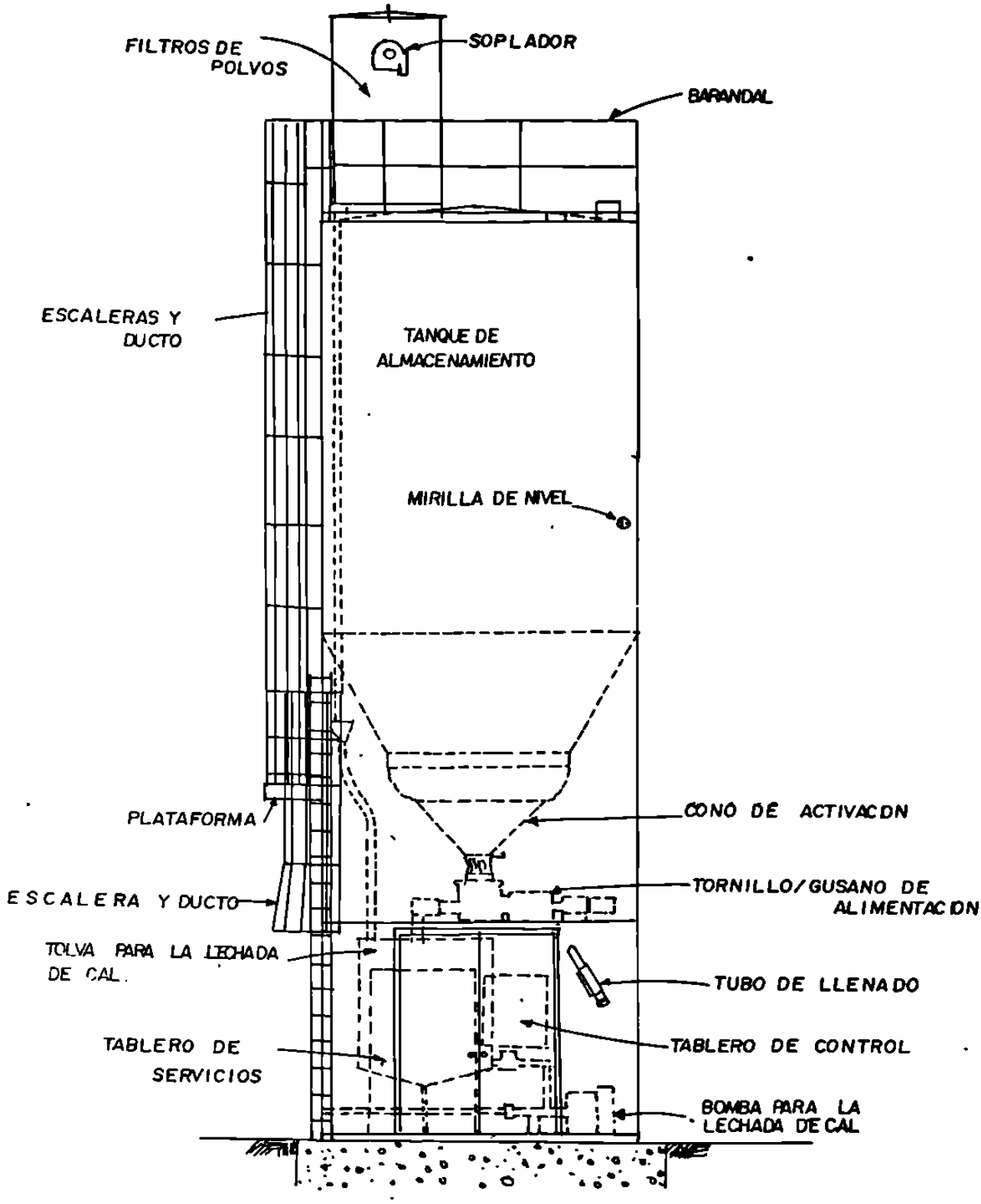


Figura 6.4. Instalación del Silo para la Cal y Alimentación de la Lechada.

6.6.3 Alimentador de Cal

La selección del alimentador de cal para una planta de tratamiento depende en gran parte del tipo y tamaño específico de la cal y del requerimiento diario (generalmente en kg/hr (Lb/hr) ó m^3/hr (ft^3/hr). El alimentador de cal usado puede ser volumétrico o gravimétrico, seleccionándose el que presente mayor flexibilidad, protección debido a la exposición de polvo de cal, menor mantenimiento, pocas partes móviles y una fácil limpieza. Algunos alimentadores son diseñados especialmente para materiales granulares como cal gruesa; otros son para operar con material fino como la cal hidratada.

Los alimentadores deben ser capaces de confinar polvos por motivos de limpieza, salud, economía y rendimiento. Esto es riguroso ante el incremento de la contaminación del aire y las regulaciones más exigentes. Los mecanismos de alimentación que no están convenientemente cerrados pueden crear problemas de escape de polvos. Actualmente muchos alimentadores son diseñados con esto en mente.

Otras consideraciones necesarias son los paros para reparación, mantenimiento y ajustes de velocidad. Las partes movibles del equipo deben ser lubricadas regularmente y el equipo eléctrico debe ser reemplazado regularmente también.

El promedio de velocidad de alimentación de la cal hidratada es:

$$(25 \text{ kg/d}) / (24 \text{ hr/d}) = 1.042 \text{ kg/hr}$$

La velocidad de alimentación volumétrica es:

$$(1.042 \text{ kg/hr}) / (481 \text{ kg/m}^3) = 0.0022 \text{ m}^3\text{/hr}$$

La selección del equipo se hace en base a la velocidad de alimentación volumétrica. El fabricante diseña en base a intervalos de velocidad.

6.6.4 Diseño Opcional de Alimentación de Cal

6.6.4.1 Sistema de Lechada de Cal

Para el diseño se prefiere que la concentración de sólidos de cal en la lechada del proceso varíe de 5% a 20%. Muchos diseños presentan la dilución de la lechada hasta una concentración del 10% y no hay una relación fija. Sin embargo, se recomienda que el sistema de alimentación de lechada sea diseñada a un 10% de cal con cierta relación de peso de agua, porque una lechada más concentrada causa problemas adicionales de mantenimiento y operación. La concentración de cal puede ser verificada con un hidrómetro y luego usar los datos de la Tabla 6.3.

El uso de sistemas de control automático de pH para la solución en tanques de mezcla rápida ya son comunes en años recientes. Por lo tanto la fuerza neutralizante de la lechada no es tan importante como el volumen de alimentación de la misma. A pesar del enfoque usado en controlar la alimentación de cal, es necesario mantenerla en suspensión y prevenir la sedimentación produciendo una alimentación uniforme.

También es importante reconocer que el porcentaje de sólidos en la cal no es equivalente al porcentaje de óxido de calcio. El porcentaje de sólidos de cal se refiere estrictamente al hidróxido $Ca(OH)_2$ y no al óxido (CaO) de calcio. La tabla 6.3 muestra

el equivalente de $Ca(OH)_2$ como CaO. Para determinar qué concentración de sólidos existe en la cal se utiliza la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Sólidos, } Ca(OH)_2 = \frac{\text{kg } Ca(OH)_2}{\text{kg } Ca(OH)_2 + (\ 1.0 \text{ kg/L x Volumen de agua, L}\ )} \times 100$$

$$\% \text{ Sólidos, } Ca(OH)_2 = \frac{\text{Lb } Ca(OH)_2}{\text{Lb } Ca(OH)_2 + (\ 8.345 \text{ Lb/gal x Volumen de agua, gal}\ )} \times 100$$

TABLA 6.3 PROPIEDADES DE LECHADA DE CAL

% Sólidos $Ca(OH)_2$, aprox. (por peso)	Gr. Específica a 15°C	Lb/gal	gr Cao / L	gr $Ca(OH)_2$ / L	Lb CaO / gal	Lb $Ca(OH)_2$ / gal	Lb Lechada / ft^3	Relación Peso de Agua a CaO	Relación Peso de Agua a $Ca(OH)_2$
1.5	1.010	8.41	11.7	15.46	0.097	0.128	62.94	85.70:1	64.70:1
3.2	1.020	8.50	24.4	32.24	0.203	0.268	63.62	40.81:1	30.72:1
4.8	1.030	8.58	37.1	49.02	0.309	0.408	64.22	26.77:1	20.03:1
6.3	1.040	8.66	49.8	65.81	0.415	0.548	64.82	19.87:1	14.80:1
7.8	1.050	8.75	62.5	82.59	0.520	0.686	65.49	15.83:1	11.76:1
9.4	1.060	8.83	75.2	99.37	0.626	0.826	66.09	13.11:1	9.69:1
10.8	1.070	8.91	87.9	116.15	0.732	0.966	66.69	11.17:1	8.22:1
12.2	1.080	8.99	100.0	132.14	0.833	1.10	67.29	9.79:1	7.17:1
13.7	1.090	9.08	113	149.32	0.941	1.24	67.96	8.65:1	6.32:1
15.2	1.100	9.16	126	166.50	1.05	1.39	68.56	7.72:1	5.59:1
16.4	1.110	9.25	138	182.35	1.15	1.52	69.23	7.04:1	5.09:1
18.0	1.120	9.33	152	200.85	1.27	1.68	69.83	6.35:1	4.55:1

Tabla 6.3 (continuación)

19.2	1.130	9.41	164	216.71	1.37	1.81	70.43	5.87:1	4.20:1
20.4	1.140	9.50	177	233.89	1.47	1.94	71.10	5.46:1	3.90:1
21.8	1.150	9.58	190	251.07	1.58	2.09	71.73	5.06:1	3.58:1
23.1	1.160	9.66	203	268.24	1.69	2.23	72.35	4.72:1	3.33:1
24.4	1.170	9.75	216	285.42	1.80	2.38	72.97	4.42:1	3.10:1
25.6	1.180	9.85	229	302.60	1.91	2.52	73.73	4.15:1	2.91:1
26.9	1.190	9.91	242	319.78	2.02	2.67	74.17	3.91:1	2.71:1
28.0	1.200	10.00	255	336.96	2.12	2.80	74.85	3.72:1	2.57:1
29.2	1 210	10.08	268	354.14	2.23	2.94	75.44	3.52:1	2.43.1
30.4	1 220	10.16	281	371.31	2.34	3.09	76.04	3.34:1	2.29:1
31.5	1.230	10.24	294	388.49	2.45	3.23	76.64	3.18:1	2.17:1
32.7	1.240	10.33	307	405.67	2.56	3.38	77.33	3.04:1	2.20:1
33.8	1.250	10.41	321	424.17	2.67	3.52	77.92	2.90:1	1.96:1
35.4	1.260	10.49	331	437.38	2.81	3.71	78.52	2.73:1	1.83:1
36.4	1.270	10.58	343	453.24	2.92	3.85	79.19	2.62:1	1.75:1

Tabla 6.3 (continuación)

37.5	1.280	10.66	356	470.42	3.03	4.00	79.79	2.52:1	1.67:1
38.5	1.290	10.74	370	488.92	3.14	4.14	80.38	2.42:1	1.59:1
39.6	1.300	10.83	382	504.77	3.25	4.29	81.06	2.33:1	1.52:1
40.8	1.310	10.91	396	523.27	3.37	4.45	81.66	2.24:1	1.45:1
41.7	1.320	11.00	410	541.77	3.48	4.59	82.33	2.16:1	1.40:1
42.7	1.330	11.08	422	557.63	3.58	4.73	82.93	2.09:1	1.34:1
43.7	1.340	11.16	435	574.81	3.70	4.88	83.53	2.02:1	1.29:1
44.7	1.350	11.25	448	591.99	3.81	5.03	84.20	1.95:1	1.24:1
45.7	1.360	11.33	460	607.84	3.92	5.18	84.80	1.89:1	1.19:1
46.6	1.370	11.41	472	623.70	4.03	5.32	85.40	1.83:1	1.14:1
47.7	1.380	11.50	484	639.56	4.15	5.48	86.07	1.77:1	1.10:1
48.4	1.390	11.58	496	655.41	4.25	5.61	86.67	1.72:1	1.06:1
49.5	1.400	11.66	510	673.91	4.37	5.77	87.27	1.67:1	1.02:1
50.6	1.410	11.75	524	692.41	4.50	5.94	87.95	1.61:1	0.98:1
51.5	1.420	11.83	538	710.91	4.61	6.09	88.54	1.57:1	0.94:1

Tabla 6.3 (continuación)

52.2	1.430	11.91	550	726.77	4.71	6.22	89.14	1.53:1	0.91:1
52.8	1.440	12.00	562	742.63	4.82	6.34	89.82	1.49:1	0.89:1
53.9	1.450	12.08	575	759.81	4.93	6.51	90.42	1.45:1	0.86:1

De la tabla 6.3, para un 10% de sólidos de $Ca(OH)_2$, el peso de la lechada es 1.1 kg/L (8.8 Lb/gal). La concentración de $Ca(OH)_2$ es 0.10 kg/L (0.83 Lb/gal). Por lo tanto, el gasto requerido de lechada es:

$$(1.042 \text{ kg/hr}) / 0.10 \text{ kg/L} = 10.42 \text{ L/hr} = 0.174 \text{ L/min} (0.046 \text{ gal/min})$$

Sin embargo, la velocidad requerida de lechada para el sistema debe ser como mínimo 2 veces el requerido. Así la alimentación será:

$$0.348 \text{ L/min} \times (0.1 \text{ kg } Ca(OH)_2 / \text{L}) \times 60 \text{ min/hr} = 2.088 \text{ kg } Ca(OH)_2 / \text{hr} (4.6 \text{ Lb/hr})$$

$$= 0.0348 \text{ kg } Ca(OH)_2 / \text{min} (0.077 \text{ Lb/min})$$

La relación peso de agua-cal es de 9.7:1, por lo tanto la alimentación de agua es:

$$0.0348 \text{ kg/min} \times 9.7 = 0.3376 \text{ kg } H_2O / \text{min} (0.744 \text{ Lb/min})$$

$$= 0.3376 \text{ L } H_2O / \text{min} (0.089 \text{ gal/min})$$

6.6.4.2 Tanque Para la Lechada de Cal

Se propone un tanque para la lechada de 0.5 m^3 de capacidad, diseñándose con un diámetro igual a la altura, tenemos:

$$\text{Volumen} = \pi D^2 H / 4 = 0.785 D^2 H$$

$$0.5 \text{ m}^3 = 0.785 D^3$$

$$D = 0.86 \text{ m} (2.8 \text{ ft})$$

Tomando el D = 0.9 m (3.0 ft) y la altura de 1.22 m (4 ft) incluyendo 0.3 m (1ft) de bordo libre, el volumen total es de 592 L (160 gal). Considerando la figura 6.4, la inclinación de la tolva en el fondo será también de 60^0. La alimentación de cal y agua puede ser efectuada cuando el nivel es bajo y detenerla cuando el nivel es alto.

El control del nivel con respecto al fondo del tanque, puede ser como sigue:

Bajo nivel (alimentación de cal y agua) a 0.46 m (1.5 ft)

Alto nivel (cortar alimentación de cal y agua) a 0.91 m (3 ft)

Emergencia de alto nivel (paro del sistema) a 1.07 m (3.5 ft)

6.6.4.3 Mezclador de Lechada

Una medida estándar del tamaño del mezclador es 0.2 kw /m^3 (1 hp/1000 gal). Esta medida da una buena aproximación del tamaño del mezclador, sin embargo la dimensión final puede ser determinada con la ayuda del fabricante.

Puesto que el volumen del tanque es de 0.592 m^3 (160 gal), la potencia requerida es:

$$0.592\ m^3 \times 0.2\ kw/m^3 = 0.11\ kw\ (\ 0.15\ hp\ )$$

La flecha de la propela debe ser extendida hasta abajo del nivel-bajo, para asegurar que los contenidos del fondo sean mezclados todo el tiempo.

6.6.4.4 Sistema de Alimentación de Lechada

El alimentador de la lechada puede ser programado en base a intervalos de velocidad de alimentación. Para este caso, con un intervalo de operación de 0.314 - 113.6 L/min (0.083 - 30 gal/min) se requiere un motor de 0.19 kw (0.25 hp) para el alimentador.

6.6.4.5 Tubería y Bombas

Idealmente, la velocidad lineal de alimentación de lechada está en el intervalo de 1.0 a 1.2 m/s (3 a 4 ft/s). El diámetro de la tubería requerida para mantener esta velocidad para un flujo de 0.174 L/min (0.046 gal/min) se calcula como sigue:

Flujo = 0.174 L/min = 174 cm^3/min

Velocidad = 1.2 m/s = 7200 cm/min

Área de la sección transversal de la tubería = Flujo / velocidad = (174 cm^3/min) / (7200 cm/min) = 0.024 cm^2 (0.004 $pulg^2$)

Esta sección transversal nos da un diámetro de tubo muy abajo del recomendado. Se recomienda que el diámetro no debe ser menor a 2.54 cm (1 pulg). Suponiendo un diámetro mínimo de tubería de 2.54 cm (1 pulg), y usando las tablas de pérdidas de carga estándar para agua, un flujo de 37.9 L/min (10 gal/min) nos produce una velocidad de 1.1 m/s (3.7 ft/s), con una pérdida de carga de 12m / 100m (12ft/100ft). Estos valores son aceptables para el diseño.

Suponiendo que el largo de la tubería es de solo 7.62 m (25 ft) y la cabeza estática es de 3.0 m (10 ft), la cabeza total de la bomba es:

$$\text{Cabeza Total} = 3.0 + (7.62 \times 12/100) = 3.91 \text{ m} (12.8 \text{ ft})$$

La potencia requerida de la bomba es:

$$kw = r\,Q\,H / 101.97$$

donde:

r = Densidad de la lechada (kg/m^3)

Q = Flujo de lechada (m^3/s)

H = Carga (m)

$$kw = (1060\ kg/m^3) (0.0007\ m^3/s) (3.91\ m) / 101.97$$

$$kw = 0.028\ kw (0.04\ hp)$$

El fabricante puede proporcionar la potencia de la bomba necesaria de acuerdo a la eficiencia. Para bombas grandes la eficiencia está en el intervalo de 70% a 80% y para bombas pequeñas entre 40% y 50%.

El sistema de alimentación de lechada se ilustra en la Figura 6.5.

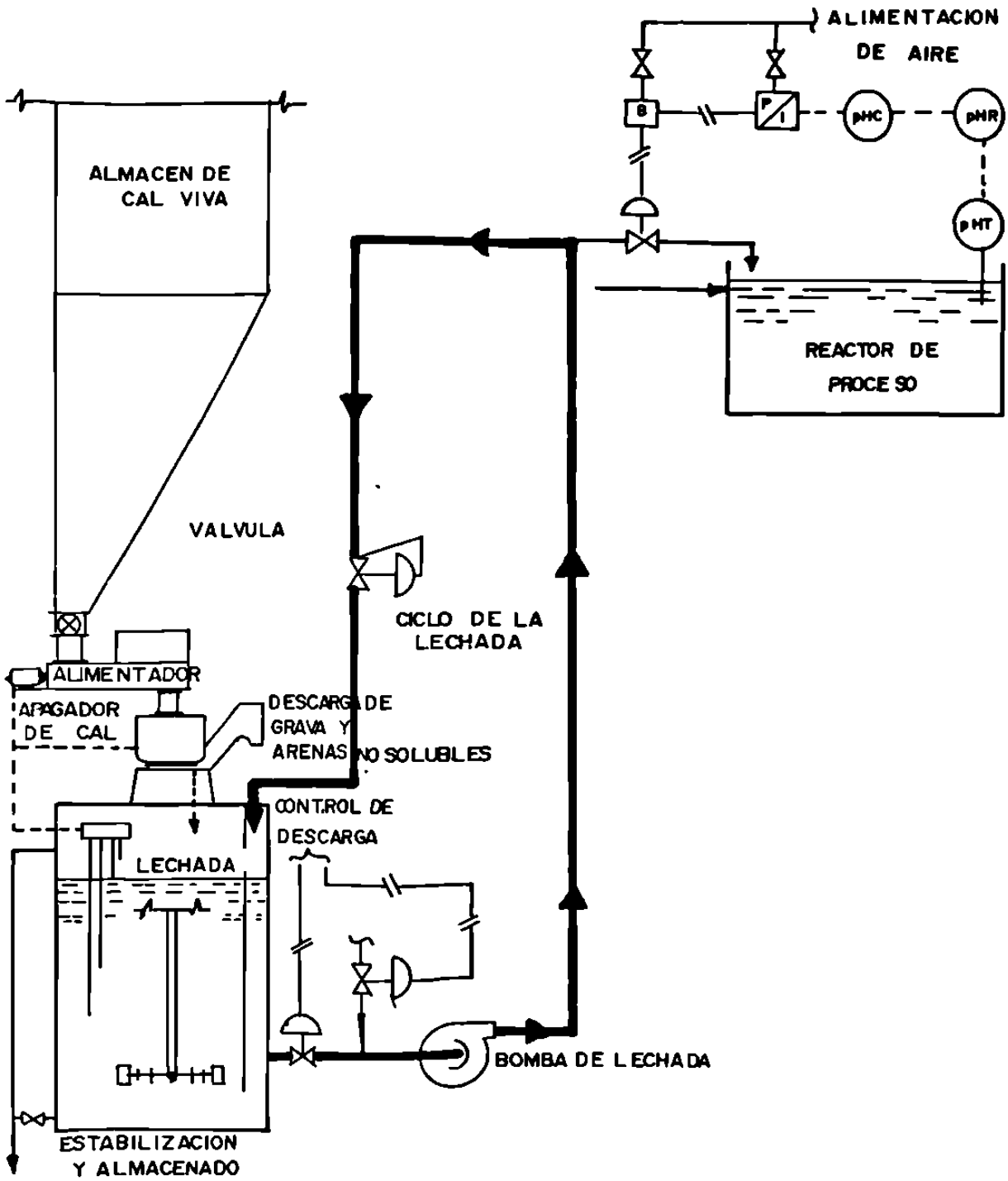


Figura 6.5. Alimentación de Lechada con Circuito Controlado de pH.

6.7 Estimación de Producción de Lodos

Antes de dimensionar el tanque de mezcla rápida es necesario conocer la cantidad de lodos que serán recirculados, para tomarlos en consideración en el diseño del reactor. La neutralización del AMD crea lodos que resultan costosos por el manejo , desecado y por último la disposición. Hoy, el manejo y disposición de los lodos demanda un problema para el diseñador y el operador de la planta de tratamiento.

Las regulaciones ambientales para la disposición de lodos categorizan a estos como contaminantes secundarios o contaminantes potenciales. En el diseño de la planta de tratamiento de AMD se realizan dos tratamientos; el de agua y el de lodos.

El volumen de lodos de este tipo de plantas varía con la composición del drenaje no tratado y con el neutralizado, de acuerdo al sistema empleado. Sin embargo, para el diseño se puede tomar de 5% a 10% del volumen de lodos del flujo diario en un tratamiento típico. Algunas instalaciones tienen volúmenes de lodos récord tan altos como el 33% del promedio de flujo diario. Por lo tanto, los métodos de manejo de lodos son extremadamente importantes para el diseño.

6.7.1 Lodos en Drenaje de Minas

Se hará una descripción de los lodos de drenaje de minas en cuanto a características químicas y propiedades físicas como sedimentabilidad, densidad, desecación, características de partícula y viscosidad.

6.7.1.1 Características Químicas

La composición de los lodos de AMD varía con el drenaje crudo y el método de tratamiento. Diversos reportes indican que los lodos están generalmente compuestos de hidróxido ú óxidos de hierro, yeso (sulfato de calcio), hidróxido de aluminio, cantidades variables de sulfatos, calcio, carbonatos, bicarbonatos y cantidades traza de sílica, fosfatos, manganeso, titanio, cobre y zinc.

Puesto que los drenajes de mina pueden ser clasificados de acuerdo a la similitud de su composición química, los datos de las propiedades químicas de los lodos suponen una buena representatividad. Los concensos generales de investigación indican que la composición del agua cruda, juntamente con las unidades de operación y el tipo de agente para la neutralización, influencian grandemente la formación de lodos, su asociación química y características físicas.

6.7.1.2 Sedimentabilidad

La sedimentación densa de los lodos es la propiedad más importante con respecto al diseño. Los lodos que sedimentan pobremente requieren especial tratamiento (adición de polímero) y tienen una gran influencia en el diseño del proceso. La variedad de álcalis producen lodos con propiedades diferentes.

La cal hidratada es el agente neutralizante más usado en tratamientos de drenaje ácido. Los lodos generados usualmente sedimentan bien, pero la compactación es mala, produciendo altos volúmenes de lodo. Esto también ocurre en tratamientos con cal viva.

El carbonato de calcio produce lodos con buena sedimentabilidad y compactación, pero es limitado por la oxidación química del hierro. Los agentes neutralizantes de sodio (carbonato de sodio, hidróxido de sodio) producen lodos que son más esponjosos y voluminosos.

6.7.1.3 Densidad

La densidad de los lodos es generalmente reportada como porciento de sólidos por peso. Este parámetro es importante al inicio de la sedimentación del proceso y en la disposición final. Las densidades pueden variar desde 0.5% para lodos *in situ* a 63% en procesos de secado. Usualmente se espera una densidad de lodos en lagunas de sedimentación con descarga continua entre 0.5% y 4.5%. Los productos de los clarificadores, tienen intervalos de densidad de lodos de 1.0% a 7.0%, ligeramente más alto que en lagunas de sedimentación. Clarificadores grandes ofrecen un fácil manejo de sólidos.

6.7.1.4 Viscosidad

Poco ha sido reportado en la literatura respecto a la viscosidad de lodos porque el contenido del porciento de sólidos es regularmente bajo (menor que 5%) y es fácilmente comparable al agua. La capacidad de flujo de un lodo es considerablemente importante, especialmente cuando se diseña un sistema de colección o una laguna de sedimentación.

Algunas de las propiedades y problemas encontrados cuando se transfieren los lodos se mencionan a continuación:

1. Un lodo movido satisfactoriamente hacia el fondo del sedimentador, por gravedad, tiende a resistirse al flujo por la pendiente en los fondos. Los lodos producidos por el carbonato de calcio son más dificiles de mover por su densidad . La baja velocidad de flujo son preferidas durante la transferencia.

2. La movilidad de un lodo sedimentado envejecido es pobre cuando es cubierto por una columna de agua. Este flujo no puede moverse libremente por las pendientes del fondo y de aquí a través de tuberías por gravedad o por bombeo. Este factor indica que el ángulo de reposo de los lodos sumergidos debe ser mayor de 30^0, así, las pendientes cercanas a 45^0 son preferibles.

3. Lodos viejos estacionados sobre la pendiente del tanque pueden ser drenados utilizando agua a presión con mangueras, esto hace mover grandes bloques. El envejecimiento y la compresión, forman un lodo gelatinoso que tiene tendencias lixotrópicas (propiedad exhibida por ciertos geles de licuarse cuando son agitados, retornándose a una forma semisólida permanente). La solidificación se desarrolla en un lapso de 48 horas bajo la compresión de lodos y agua. No hay evidencias de que este fenómeno se presente en lodos sedimentados en un espesador. Aparentemente, el movimiento lento de los lodos en el espesador previene la solidificacion. Entender el envejecimiento y la formación de gel, ayuda en el diseño de lagunas y en su operación. Los lodos sedimentados normalmente traen de un 5% a 15% de sólidos.

4. Los lodos se adecúan al flujo en líneas y a través de bombas cuando empieza el movimiento. Los lodos transferidos a través de líneas deben ir acompañados con un flujo de agua para prevenir taponamientos. Además, después de ser transferidos, se requiere de agregar agua para evitar solidificaciones posteriores.

5. Los lodos producidos con álcalis tipo hidróxido son los menos densos y no se adhieren en el fondo del tanque. Por contraste, las lechadas de carbonato de calcio sedimentados son densos, pegajosos y de carácter barroso y se adhieren tenazmente en el fondo del tanque.

Conocer este tipo de experiencias ayuda al diseñador y operador para hacer un buen manejo de lodos y presentar un buen diseño de tratamiento.

6.7.1.5 Tamaño de Partícula y Propiedades Superficiales

Ambas propiedades influencian en la floculación de los lodos. La capacidad de los lodos para aglomerarse y formar flóculos influye en la velocidad de sedimentación y, por tanto, en el tamaño del tanque. Las propiedades de los flóculos se refiere a las cargas electrostáticas sobre la partícula. Esta carga es la causante de la resistencia a la floculación, la cual puede ser contrarrestada con la adición de coagulantes o polímeros.

Se han hecho numerosos estudios sobre los diferentes tipos de polímeros. Se fundan en que los de carga neutra (no-iónicos) y los de carga negativa (aniónicos) son los más apropiados para el tratamiento de lodos en AMD. El mejor floculante y la dosis óptima

puede ser establecido experimentalmente. La dosis de polímero está en el intervalo de 0.5 y 2.0 mg/L; sin embargo, han sido usadas concentraciones más altas.

6.7.1.6 Desecación

La facilidad de remoción del agua de los lodos del drenaje de mina es referida con su desecación. Otros lo definen como la facilidad con que los lodos pueden ser concentrados a una forma más manejable. Obviamente el objetivo de la desecación es reducir el volumen de la mezcla, incrementando el contenido de sólidos, lo cual minimiza el volumen de disposición. Algunos factores básicos que influencian en la desecación de lodos son:

1. Concentración inicial de sólidos
2. Edad y temperatura
3. Viscosidad
4. Compresibilidad
5. Composición química
6. Características físicas

Estas variables son aplicadas mayormente a métodos mecánicos de secado. En muchos casos los lodos del drenaje de mina son desecados con aire y dispuestos en lagunas o dentro de las minas.

6.7.2 Cálculo de Producción de Lodos

La producción de lodos por el tratamiento del AMD se estima en base a la suma de los hidróxidos de metal removidos (Fe y Al), los sólidos suspendidos y la cal no utilizada en el proceso. Esta estimación supone un 100% de sólidos removidos. Sin embargo, para nuestro caso tomaremos un 70% ya que a un pH de 6.5 no hay una oxidación completa del ión ferroso, como se ve en la Figura 6.11 que ocurre a un pH igual a 8.

La hidrólisis del hidróxido férrico, suponiendo oxidación completa del ion ferroso es:

$$Fe^{3+} + 3H_2O = Fe(OH)_3 + 3H^+$$

56 g/mol 107 g/mol

72.6 mg/L 107/56 (72.6 mg/L) = 139 mg/L

Hidrólisis del hidróxido de aluminio:

$$Al^{3+} + 3H_2O = Al(OH)_3 + 3H^+$$

27 g/mol 78 g/mol

21.8 mg/L 78/27 (21.8 mg/L) = 63 mg/L

La producción teórica diaria de sólidos es:

Hidróxido férrico:

$$139 \text{ mg/L} \times 0.7 \times 466.6 \text{ m}^3 \text{ d} \times (1000\text{L/m}^3) \times (\text{kg}/10^6 \text{ mg}) = 45.4 \text{ kg/d} (100 \text{ Lb/d})$$

Hidróxido de Aluminio:

$$63\ mg/L \times 0.7 \times 466.6\ m^3/d \times (1000L/m^3) \times (kg/10^6\ mg) = 20.6\ kg/d\ (45.4\ Lb/d)$$

Sólidos suspendidos:

$$4155\ mg/L \times 466.6\ m^3/d \times (1000L/m^3) \times (kg/10^6\ mg) = 1938.7\ kg/d\ (4270.3\ Lb/d)$$

La cal no usada (suponer un 15% de cal, lo cual es debido prácticamente a la insolubilidad de la misma) es:

$$25\ kg/d \times 0.15 = 3.75\ kg/d\ (8.3\ Lb/d)$$

Aduciendo que el contenido de sólidos en lodos es 1%, la producción de lodos por día es:

$$2004.7\ kg\ sólidos/d + 3.75\ kg/d = (2008.45\ kg\ sólidos/d)/0.01$$

$$= 200\ 845\ kg\ lodo/d\ (442\ 390\ Lb\ lodo/d)$$

Por simplicidad, considérese que el peso de lodos es el mismo que el agua:

$$(200\ 845\ kg/d) / 1\ kg/L = 200\ 845\ L\ lodo\ d\ (53\ 063\ gal\ lodo/d)$$

$$= 200.8\ m^3\ lodo/d\ (7093\ ft^3/d)$$

Por lo tanto, el diseño puede considerarse de alto volumen de lodos y deberán hacerse los cálculos de acuerdo a ello.

6.8 Tanque de Mezcla Rápida

Este proceso involucra la dispersión uniforme de las partículas sólidas dentro del líquido. El diseño del agitador, la velocidad rotacional y el requerimiento de potencia, varían de acuerdo a la aplicación del mezclado y a las propiedades de los reactivos.

El mezclado rápido es usualmente empleado en tratamientos de AMD para la adición del agente neutralizante al agua cruda. El mezclado es también requerido para la preparación de lechadas de cal y soluciones de polímero. El mezclado lento o suave es asociado con la floculación y en tanques de almacenamiento de grandes cantidades de lechada de cal, así como en el espesamiento de lodos.

6.8.1 Tipos de Mezcladores

Los mezcladores son clasificados de acuerdo a dos categorías según el modelo de flujo que producen. Los modelos axial y radial son términos generales de la clase de mezclado en que los dispositivos impulsan o mueven las partículas en suspensión. El modelo de flujo axial incluye mezcladores de propela, turbina axial, ventilador de turbina y paletas de paso. El mezclador de propela y el de turbina axial son los más comunes. Estos dispositivos de mezclado inducen un flujo paralelo al empuje de la flecha.

El modelo de flujo radial induce una corriente perpendicular al empuje de la flecha e incluye mezcladores de turbina radial y de paletas de paso. La Figura 6.6 ilustra las diferencias de patrones típicos de flujo que producen estos dos modelos.

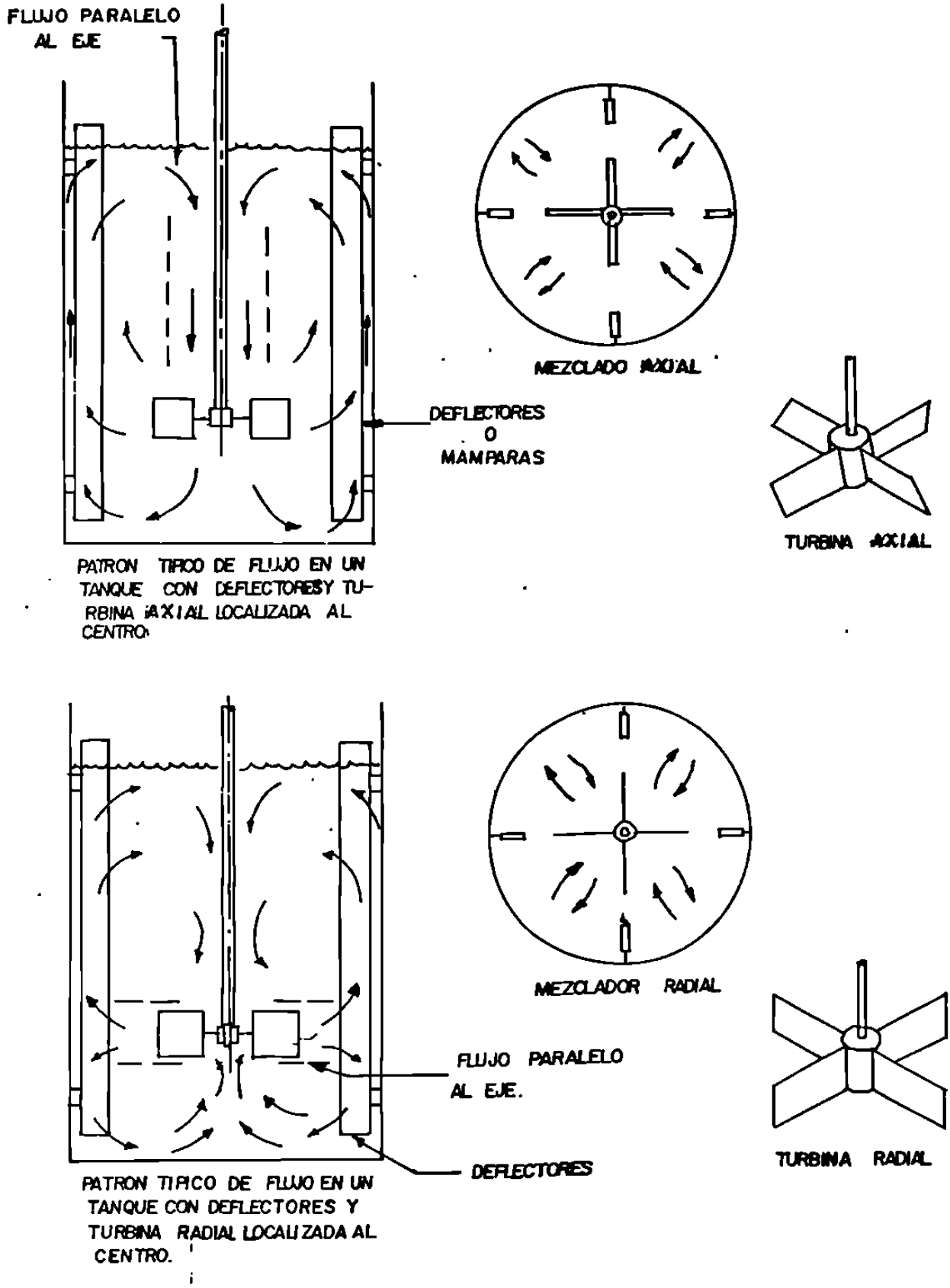


Figura 6.6. Comparación Ilustrada de los Parámetros de Flujo Axial y Radial.

6.8.2 Mezcladores de Propela

Los mezcladores de propela son usados principalmente para mezclado rápido. Los de flujo axial pueden ser portátiles o de montado fijo, dependiendo del tamaño y su aplicación. Los portátiles son usualmente montados sobre un soporte del tanque. Generalmente la propela de entrada es angular y con un intervalo de agitación para 0.37 a 2.24 kw (0.5 a 3.0 hp), aunque muchos diseños limitan a 0.75 kw (1.0 hp); la máxima longitud de la flecha es de 1.83m (6.0 ft).Los mezcladores portátiles son montados angularmente para obtener un patrón de mezclado de la cima al fondo. Esto previene remolinos y también elimina la necesidad de instalar deflectores. Típicamente, el máximo volumen del tanque con mezcladores angulares es menor que 3.785 m^3 (1000 galones), con 2.24 kw (3.0 hp), pero puede variar con la aplicación. La flecha del mezclador puede tener un ángulo de 15^0 de la vertical y si es posible a un punto medio de la línea central, como se ve en la Figura 6.7.

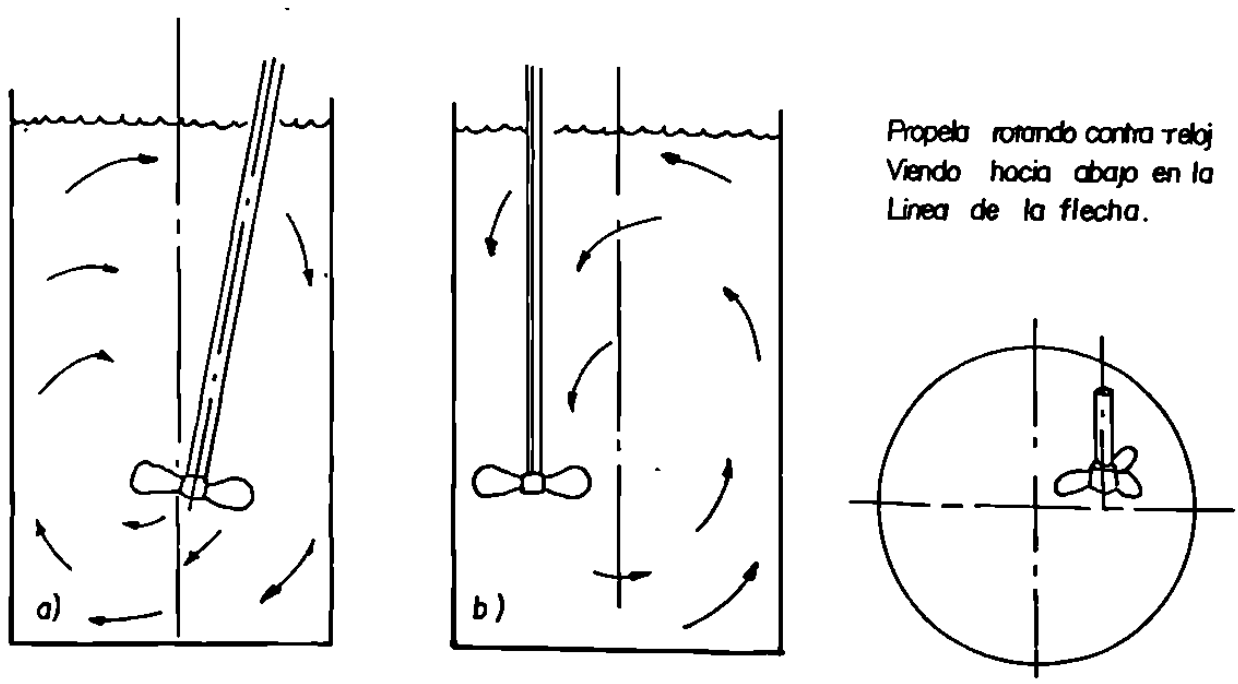


Figura 6.7. Posición de la Flecha en el Mezclador.

En el mezclador de montado fijo, las propelas pueden ser posicionadas verticalmente y también en el centro de un tanque con deflectores. Las propelas no son más grandes que 46 cm (18 pulgadas) de diámetro sin importar el tamaño del tanque. En tanques profundos con mezcladores sobre el centro, angulados a la derecha o verticales, se pueden instalar múltiples propelas sobre una flecha, dirigiéndose el líquido en alguna dirección.

Hay dos intervalos de velocidad básicos aplicados a ambos mezcladores (portátiles y de montado fijo). Las propelas de toma directa (alta velocidad) rotan entre 1150 y 1750 rpm, mientras que las propelas de engrane (baja velocidad) rotan entre 350 y 420 rpm.

6.8.3 Mezcladores de Turbina

Los mezcladores de turbina pueden ser de flujo axial o radial, dependiendo del diseño del agitador. Los mezcladores de turbina axial presentan dispositivos de agitación planos, curvos o en espiral, como se muestra en la Figura 6.8. Los curvos y los de espiral son usados solamente cuando hay alta viscosidad en el medio a ser agitado.

Los mezcladores de turbina son usualmente de montado fijo y verticales. Se usan en tanques con deflectores, configuración que da una completa mezcla de la superficie al fondo del tanque. El diámetro del agitador de turbina es de una tercera parte del diámetro del tanque, pero puede estar en el intervalo de 30% a 40%.

El número de paletas del agitador de turbina está entre 6 y 8, pero pueden estar algunas veces entre 4 y 16. La potencia se prevee entre 0.75 a 373 kw (1 a 500 hp). La

velocidad del agitador se desarrolla entre 50 y 150 rpm, pero se pueden obtener de 15 a 420 rpm.

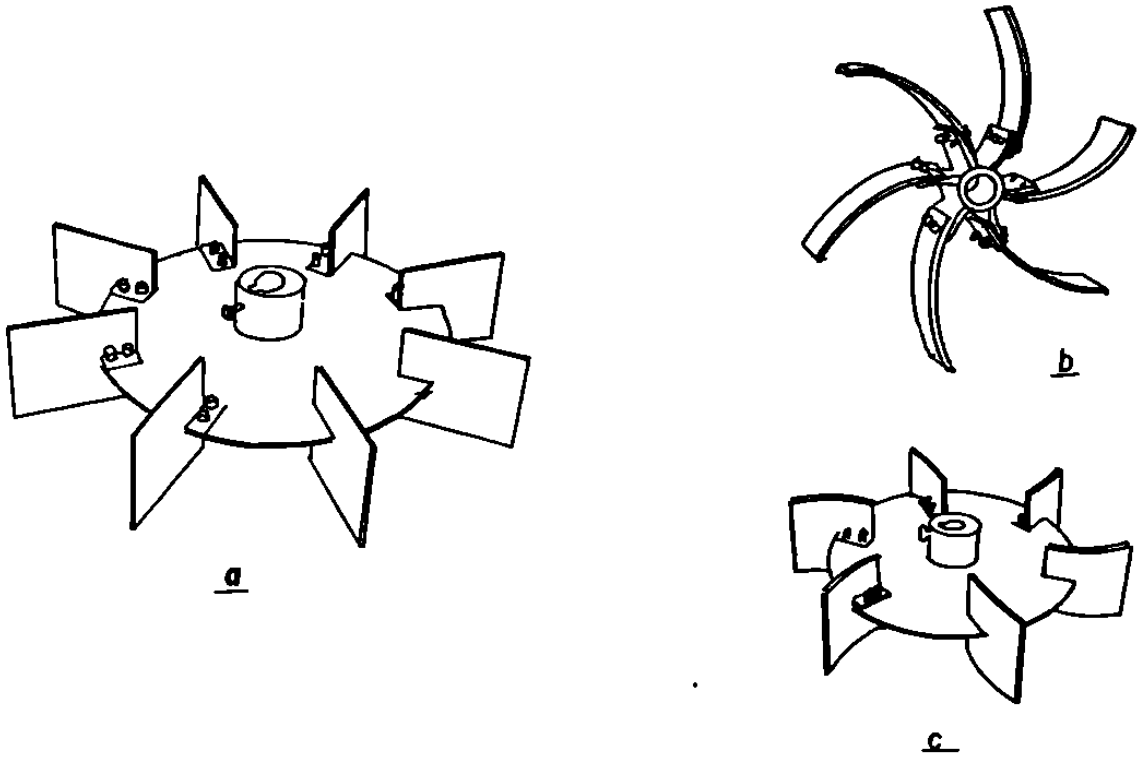
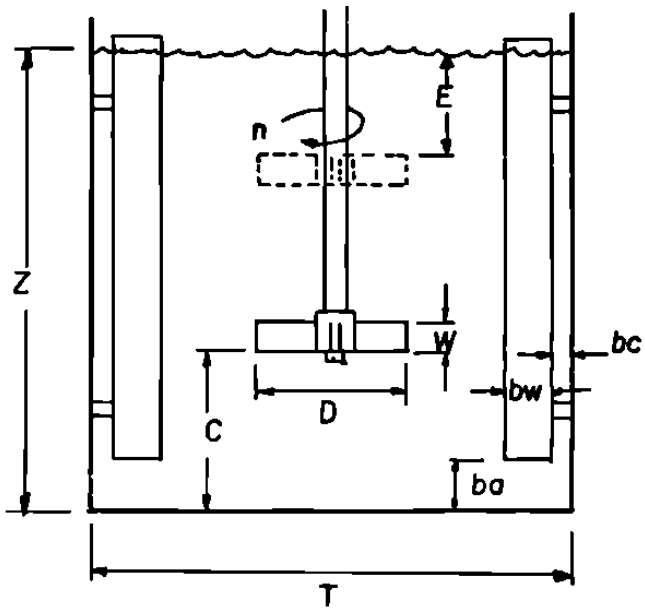


Figura 6.8. Mezcladores de Turbina Axial Típicos: (a) Aspa Plana, (b) Aspa en Espiral, (c) Aspa curva.

Cuando la altura del líquido en el tanque es igual o mayor que su diámetro, un solo agitador es suficiente. Si la relación de la altura del líquido y el diámetro es de 1:3, dos agitadores deben usarse. La parte superior de la turbina o agitador debe estar localizada de 0.5 a 1.0 el diámetro de la misma, abajo de la superficie del líquido (E). La parte baja de la turbina puede estar a un diámetro del fondo hacia arriba (C), como se ve en la Figura 6.9.



ba = Claro inferior del deflector
bc = claro del deflector
bw = ancho del deflector
C = claro de la turbina al fondo.
D = diametro de turbina
E = profundidad superior
n = velocidad de rotacion
T = diametro del tanque
W = ancho de paleta
Z = profundidad del liquido.

Figura 6.9. Características de un Tanque de Mezclado con Turbina Estándar.

6.8.4 Deflectores

Los deflectores son usados con los mezcladores de turbina y se montan verticalmente. El ancho estándar de los deflectores (bw) es 1/12 parte del diámetro del tanque. aunque a veces se usa 1/18. El número estándar de deflectores es de 4 montados a 90^0. Para prevenir la formación de espacios muertos se montan con espacios (claros) entre los deflectores y la pared del tanque (bc); este espacio puede ser del 10% al 15% del ancho del deflector. Sin embargo, este claro puede estar en el intervalo de 2.54 y 7.6 cm (1 y 3 pulgadas). Para tanques con fondos planos o ligeramente cónicos, los deflectores pueden tener un mínimo de distancia de la mitad del ancho del deflector del fondo hacia arriba (ba). También los deflectores pueden extenderse como mínimo a 15.2 cm (6 pulgadas) por encima del nivel del líquido.

6.8.5 Flechas

Las flechas usadas en mezcladores de turbina de alta velocidad y en mezcladores portátiles son conectadas directamente a la transmisión del motor. Los mezcladores de baja velocidad tienen la flecha acoplada directamente al reductor del motor. El largo de la flecha está en función de la altura del tanque. Las flechas cortas como de 4.57 m (15 piés) de longitud no necesitan soporte, pero flechas más largas deben apoyarse.

6.8.6 Requerimiento de Energía

Una regla general para la potencia del motor del mezclador es tomar como base 0.2 kw/m^3 (1 hp/1000 galones) del volumen del tanque. El diseño de un mezclador de turbina, su velocidad de agitación (n) y el diámetro de la turbina (D), pueden ser determinados para la mezcla en el tanque. Este procedimiento aplica un factor de corrección. La potencia disipada durante el mezclado es función del diámetro de la turbina, su forma, velocidad y gravedad específica del fluido. Si se incrementa el diámetro o la velocidad y/o la gravedad específica, el tamaño del motor se incrementa necesariamente.

6.8.7 Diseño del Mezclador

Para nuestro caso se diseñará un mezclador tipo turbina de flujo axial en el cual el volumen requerido incluye el AMD, la lechada de cal y la recirculación de lodos.

De acuerdo a los resultados obtenidos de la recirculación de lodos (ver capítulo 5), se retornará un 5% del volumen total de lodos. Cabe mencionarse al respecto que en el

proceso HDS la recirculación óptima se encuentra abajo del 20%. También, se tomará un tiempo de retención de 5 minutos para el diseño del volumen del tanque.

Volumen de AMD = 466.6 m^3/d = 0.324 m^3/min = 324 L/min

Lechada de cal = 0.174 L/min = 0.000174 m^3/min

Lodo = 200 845 L/d x 0.05 = 10 042 L/d = 7.0 L/min = 0.007 m^3/min

Volumen del tanque = 5 min (324 L/min + 0.174 L/min + 7.0 L/min)

Volumen del tanque = 1656 L (438 galones)

Utilizando un factor de seguridad de diseño de 1.5, tenemos:

Volumen del tanque = 1656 x 1.5 = 2484 L (656 galones)

Para un tanque circular con H:D aproximadamente igual a 1.0, obtenemos:

$$\text{Volumen} = 0.785\ D^2\ H$$

$$2.484\ m^3 = 0785\ D^3$$

$$D = 1.5\ m$$

Las dimensiones finales del mezclador son:

Diámetro = 1.52 m (5 ft)

Altura = 1.52 m + 0.61 m (2 ft) de bordo libre

Altura = 2.13 m (7 ft)

El diámetro de la tubería de salida se puede calcular tomando a la velocidad de salida entre 1.0 y 1.2 m/s (3 y 4 ft/s), como sigue:

$$\text{Área} = \text{Caudal} / \text{Velocidad}$$

$$\text{Área} = (0.324\ m^3/min + .000174\ m^3/min + .007\ m^3/min) / 1.0\ m/s\ (60\ s/min)$$

$$\text{Área} = 0.006\ m^2$$

$$D = 0.1\ m\ (4\ \text{pulgadas})$$

El tanque tendrá 4 deflectores montados a 90^0. Las especificaciones de los deflectores son:

Ancho = 1/12 x 152 cm = 12.6 cm (5 pulgadas)

Claro = 12.6 x 0.15 = 1.89 cm, Sin embargo, el espacio mínimo del claro es de 2.54 cm (1 pulgada).

Fondo del Claro = 0.5 x 12.6 = 6.3 cm (2.54 pulgadas)

La extensión de los deflectores tendrán como mínimo 15.2 cm (6 pulgadas) por encima del nivel del agua. La Figura 6.10 muestra un arreglo del tanque de mezclado rápido.

El cálculo de la potencia del motor del mezclador se basa en la relación 0.2 kw/m^3 (1hp/1000 galones), así:

$$2.484\ m^3 \times 0.2\ kw/m^3 = 0.5\ kw\ (0.7\ hp)$$

El fabricante puede proporcionar la potencia del motor adecuado en relación al resultado obtenido.

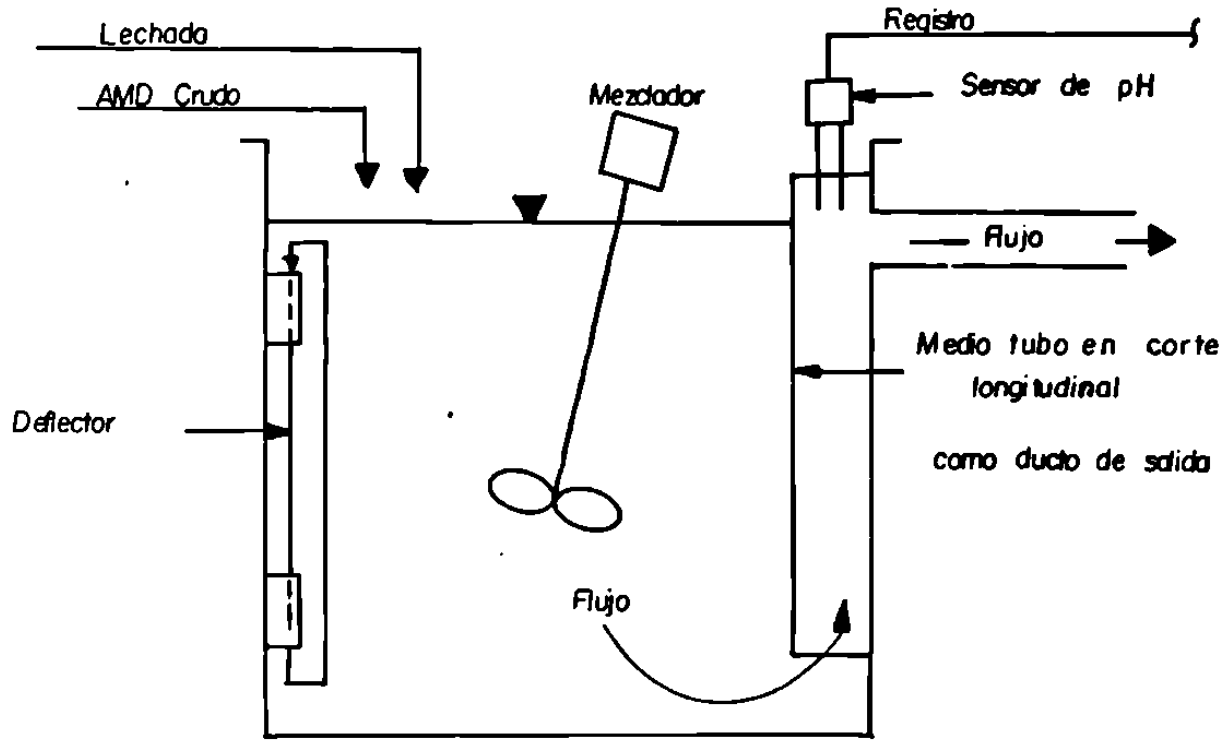


Figura 6.10. Tanque de Mezclado Rápido con Sensor de pH.

6.9 Aereación

Como se mencionó anteriormente, (capítulo 3), el ion férrico es mucho menos soluble que el ion ferroso y precipita como hidróxido como se indica en la Figura 6.11. La mínima solubilidad del ion férrico ocurre a un pH de 8. Los métodos disponibles para su oxidación son la aereación mecánica, oxidación química y los sistemas biológicos.

El ion ferroso, cuando es expuesto al oxígeno, se oxida a ion férrico a una velocidad determinada por la concentración del ion ferroso, la concentración de oxígeno disuelto y

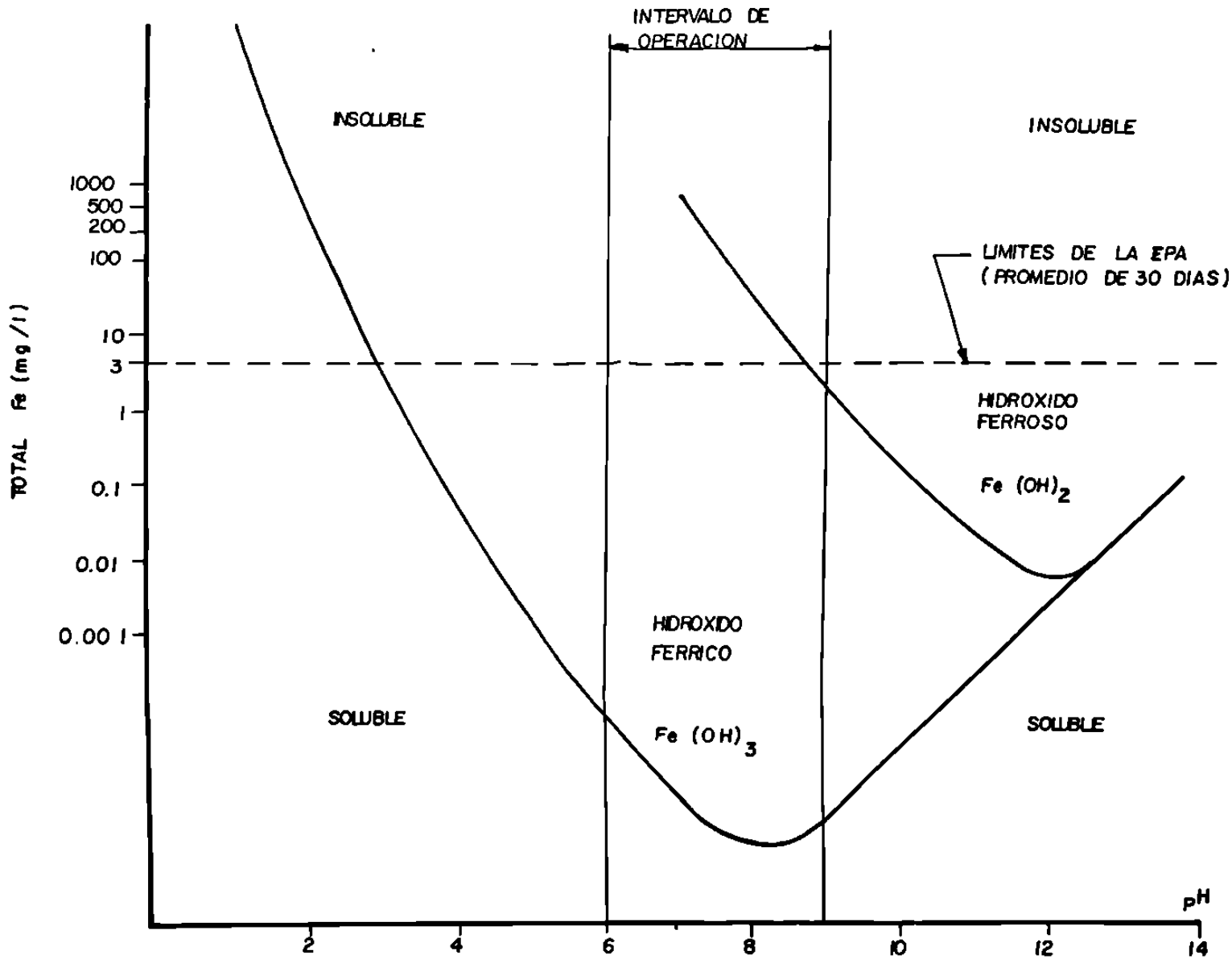


Figura 6.11. Solubilidad del Hidróxido Férrico y Ferroso a Diferentes Valores de pH.

el pH de la solución. A pH mayores que 6.0 la reacción ocurre de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$-d\,(Fe^{2+})\,/\,dt = k\,(Fe^{2+})\,(O_2)\,(OH^-)^2 \qquad (6.7)$$

La reacción es de primer orden con respecto a las concentraciones del ion ferroso y el oxígeno disuelto. Esto indica que la velocidad de oxidación disminuye al disminuir cualquier concentración. La reacción es de segundo orden con respecto al ion (OH^-). Así, la velocidad de reacción se incrementa 100 veces por cada unidad elevada del pH, arriba de pH 6.0. La velocidad de oxidación del ion ferroso puede ser clasificada como extremadamente lenta (días) a pH menores de 3.0, lenta en el intervalo de valores de pH de 3.0 a 6.0, moderadamente rápida a cualquier pH entre los valores de 6.0 y 8.0 y rápida arriba de pH 8.0.

6.9.1 Oxígeno Requerido

La cantidad de hierro oxidado en un tiempo dado es determinada por la capacidad del sistema de aereación. La velocidad de oxidación se incrementa con la concentración de oxígeno disuelto hasta el punto de saturación. Más allá de la saturación la aereación extra no beneficia la velocidad de oxidación del ion ferroso. Las ecuaciones químicas para la oxidación de ion ferroso a férrico y su subsecuente hidrólisis son las antes vistas en el capítulo 3:

$$4Fe^{2+} + O_2 + 4H^+ = 4Fe^{3+} + 2H_2O \qquad (3.2)$$

$$Fe^{3+} + 2H_2O = Fe(OH)_{3(S)} + 3H^+ \qquad (3.3)$$

La relación estequiométrica de la ecuación (3.2) indica que 1 kg de oxígeno oxida 7 kg de ion ferroso en condiciones ideales. Durante esta oxidación e hidrólisis, 1 mol de acidez (como ácido sulfúrico) es formado por cada mol de ion ferroso oxidado.

6.9.2 Diseño del Tanque de Aereación

Es necesario un diseño apropiado del tanque para la eficiente oxidación del ion ferroso. El dimensionamiento de esta unidad es importante para asegurar que la aereación sea la adecuada, pero no excesiva. Los modelos matemáticos han sido usados para determinar los tiempos de aereación para la oxidación del ion ferroso a diferentes valores de pH, sin embargo, debido a lo variable del drenaje de mina y los efectos que otros iones disueltos imponen a la reacción, las pruebas de laboratorio son más confiables para optimizar el diseño del sistema.

El tiempo de retención necesitado para oxidar el ion ferroso se multiplica por un factor de seguridad para el diseño del tanque. La Tabla 6.4 enlista los factores de seguridad para intervalos de tiempo de retención calculados:

La altura típica de los tanques de aereación estan en el intervalo de 1.5 a 4.6 m (5 a 15 piés).

Tabla 6.4 Factores de Seguridad para Tiempos de Retención en Aereación

Tiempo de Retención Calculado, (min)	Factor de Seguridad (mínimo)
>= 16	2.0
11-15	3.0
6-10	4.0
3-5	8.0
1-2	10.0
<1	>= 10.0

6.9.3 Cálculo del Tanque de Aereación

Suponiendo que el 95% del hierro total es ion ferroso, debido en buena medida a que se trata de aguas subterráneas privada del contacto con el oxígeno del aire, su concentración es de 69 mg/L. La carga diaria del ion ferroso es por lo tanto:

$$69 \text{ mg/L} \times 466.6 \text{ m}^3\text{/d} \times (1000\text{L/m}^3) \times (\text{kg}/10^6\text{mg}) = 32.2 \text{ kg } Fe^{2+}\text{/d } (71 \text{ Lb } Fe^{2+}\text{/d})$$

Como la oxidación no es completa, sino un 70% del total deducido de la Figura 6.11, entonces solo se usará este porcentaje para el cálculo:

$$32.2 \text{ kg } Fe^{2+}\text{/d} \times 0.7 = 22.5 \text{ kg } Fe^{2+}\text{/d } (49.5 \text{ Lb } Fe^{2+}\text{/d})$$

El oxígeno teórico requerido es determinado mediante la relación:

7 kg (15.4 Lb) de hierro son oxidados por 1 kg (2.2 Lb) de oxígeno

3.2 kg (7 Lb) de hierro son oxidados por 0.457 kg (1 Lb) de oxígeno

(22.5 kg Fe^{2+}/d) / (7 kg Fe^{2+} / 1 kg O_2) = 3.2 kg O_2/d (7.1 Lb O_2/d) = 0.14 kg O_2/hr

La potencia requerida para transferir el oxígeno se establece en base a la relación 2.13 kg O_2 / kw-hr (3.5 Lb O_2 / hp-hr):

(0.14 kg O_2/hr) x (kw-hr / 2.13 kg O_2) = 0.07 kw (0.1 hp)

Para el tiempo de retención se usó el procedimiento basado en la velocidad de oxidación descrito en el capítulo 5.

Así:

$$-k = \text{pendiente} \times 2.303$$

pendiente = -0.44, por lo tanto,

$$k = 1.01$$

$$t = (1/k) \times 2.303 \text{ Log } \{ (Fei)/(Fef) \}$$

$$t = (1/1.01) \times 2.303 \text{ Log } \{ (69)/(1.8) \}$$

$$t = 4 \text{ minutos}$$

Este tiempo fue observado directamente con adición constante de lechada y los resultados experimentales son coincidentes con el anterior calculado. Experimentalmente para alcanzar un pH de 6 el tiempo fue de 3 minutos y para alcanzar el pH de 7 el tiempo fue de 4 minutos.

Ahora, aplicando el factor de seguridad, de la Tabla 6.4:

$$\text{Tiempo de retención} = 4 \times 8 = 32 \text{ minutos}$$

Las dimensiones del tanque son:

$$\text{Volumen} = Q \times t$$

$$\text{Volumen} = 32 \text{ min} \times (0.324 \text{ m}^3/\text{min} + .000174 \text{ m}^3/\text{min} + .007 \text{ m}^3/\text{min})$$

$$\text{Volumen} = 10.6 \text{ m}^3 (374 \text{ ft}^3)$$

donde Q = Flujo total (AMD + Lechada + Lodos recirculados)

t = tiempo de retención

Suponiendo una altura de 1.83 m (6 ft) y un tanque de geometría circular:

$$\text{Área} = 10.6 \text{ m}^3 / 1.83 \text{ m} = 5.8 \text{ m}^2 (62 \text{ ft}^2)$$

$$\text{Diámetro} = 2.7 \text{ m} (9 \text{ ft})$$

El tipo de aereador es proporcionado por el fabricante.

6.10 Espesamiento de Lodos

El espesamiento de lodos es una operación cuyo propósito principal es reducir el volumen total de lodos por eliminación de agua. Es usualmente la operación más común para concentrar los sólidos de un lodo. Las ventajas son las siguientes:

- Reduce el flujo total de lodos para subsecuentes operaciones.
- Proporciona una mayor uniformidad de la alimentación de los sólidos a subsecuentes procesos de tratamiento.

6.10.1 Descripción de la Operación

Los espesadores de iodos son similares a los clarificadores en su construcción básica y en equipo instalado como los rastrillos del fondo. En general, los espesadores por gravedad son más profundos y tienen los fondos con más pendiente que los clarificadores. Unidos a los brazos del rastrillo van una serie de varillas, las cuales mueven el lodo lentamente y promueven un contacto entre las partículas de lodo incrementando el tamaño de las mismas y mejorando de esa manera las características de sedimentación.

Estas unidades son equipadas con mecanismos de arrastre para servicio pesado por el alto contenido de sólidos suspendidos del influente. Los espesadores han sido usados extensamente en tratamientos de drenaje de mina y desarrollan dos funciones:

1. Produce derrames dentro de los parámetros permisibles.
2. Produce lodos densos.

Los espesadores son parecidos en dimensiones a los clarificadores, pero los parámetros de diseño dependen del propósito pensado para la unidad. Si el espesador es la última unidad antes de la disposición final, el diseño puede considerar un tiempo de retención más alto que lo normal (12 horas), con el propósito de producir lodos más densos. La carga superficial basado en el flujo sobrenadante está en el intervalo de 600 a 800 gal/d-ft^2 (24.4 a 32.6 m^3/d-m^2). Usualmente son adicionados al tanque floculantes especiales o polímeros que ayudan en la sedimentación.

A pesar del propósito del diseño de los espesadores pueden usar un intervalo de velocidad entre 0.003 y 0.009 m/min (0.01 y 0.03 ft/min). Esta velocidad es más conservadora que la recomendada por el fabricante de 0.02 m/min (0.066 ft/min), pero puede variar con la técnica usada para la extracción de lodos (periódica o continua).

6.10.2 Floculación

En varias etapas del procesamiento de minerales es necesario separar las suspensiones acuosas de minerales en sus fases componentes, líquida y sólida. Ejemplos típicos de esto son el espesamiento de los concentrados de flotación, la recuperación de soluciones preñadas de lixiviación y el drenado de colas. En muchos casos las partículas minerales en suspensión se sedimentan muy lentamente, de tal manera que la separación líquido-sólido es lenta e incompleta. Para mejorar la velocidad de sedimentación se usan polímeros orgánicos de alto peso molecular (floculantes) para agrupar las partículas suspendidas, causando la separación eficiente de los sólidos del medio acuoso que los suspende.

6.10.2.1 Estabilización de Suspensiones

En una suspensión mineral usualmente hay una gran diferencia en tamaños de partículas. Algunas partículas pueden ser lo suficientemente grandes para sedimentar rápidamente, mientras que partículas muy finas pueden no sedimentar. La velocidad de sedimentación de cualquier partícula dada depende de su tamaño, densidad relativa a la del medio que la suspende, la viscosidad del medio y las fuerzas que interactúan entre ésta y las otras partículas suspendidas.

Las fuerzas de mayor interacción entre los sólidos suspendidos son de dos tipos, de atracción y repulsión. Las primeras surgen de las fuerzas de van der waals de corto alcance y las segundas de la sobreposición de las partículas con similitud de cargas eléctricas en la doble capa. Si las fuerzas repelentes dominan, el agrupamiento de las partículas no puede ocurrir, mientras que si actúan las fuerzas de atracción el agrupamiento y el asentamiento de flóculos más grandes se lleva a cabo. Estas fuerzas de atracción solamente pueden operar cuando las partículas están cerca unas de otras. La distancia más corta de aproximación entre las partículas está en función directa de la magnitud de la doble capa eléctrica, la cual a su vez está en función directa de las cargas superficiales de las partículas. Esta carga superficial, por lo tanto, tiene un efecto profundo sobre la estabilidad de una suspensión acuosa de partículas sólidas.

En suspensiones acuosas de minerales las partículas llevan casi invariablemente una carga superficial, la cual generalmente es negativa excepto en pocos ejemplos donde el pH de la pulpa es muy bajo. Esta carga superficial es debida a uno o más de los siguientes factores:

- Distribución desigual de los iones constituyentes.
- Ionización de las superficies de los grupos.
- Adsorción específica de iones de la solución.
- Sustitución isomorfa del enrejado del mineral.
- Orientación dipolar.

Debido a esta carga de las superficies, los iones de carga opuesta en la solución serán atraídos hacia la superficie. Por lo tanto, habrá una mayor concentración de iones opuestos cerca de la superficie, que en el resto del líquido. Esta concentración disminuye al incrementarse la distancia entre las partículas, así que hay una capa de enlace de iones opuestos en la superficie de la partícula seguida por una capa más difusa. Más allá de la capa difusa esta el resto de la solución en la cual la distribución iónica es al azar. La capa adyacente se mueve con las partículas cuando éstas viajan a través del medio, de tal manera que hay un plano de referencia entre la capa adyacente y la difusa. El potencial en el plano de referencia y el resto de la solución es el potencial zeta. El potencial zeta depende de la carga de la superficie de la partícula, y puesto que puede ser determinado más fácilmente que la carga de la superficie actual, éste se toma por eso más a menudo como una medida conveniente de carga.

6.10.2.2 Desestabilización de Suspensiones

La desestabilización de suspensiones puede ser lograda comúnmente por uno de los siguientes tres métodos:

- Adición de un electrolito.
- Adición de un ion metálico hidrolizable.
- Floculación con polímero.

La adición de un electrolito puede permitir la coagulación (previa a la floculación) por medio de dos mecanismos:

Primero, la adición de cualquier electrolito a la suspensión resultará en la compresión de la doble capa eléctrica y una disminución del potencial zeta. La magnitud de este efecto se incrementa con el aumento de iones contrarios, así que para suspensiones negativamente cargadas los cationes trivalentes (Fe^{3+}, Al^{3+}) son más efectivos que los cationes divalentes (Ca^{2+}, Mg^{2+}), los cuales a su vez son más efectivos que los cationes monovalentes (Na^{+}).

Segundo, los iones contrarios pueden reaccionar químicamente con la superficie de la partícula y ser adsorbidos por ella. Una adsorción específica de iones contrarios resultará en una disminución de la carga de la partícula y la puede reducir suficientemente hasta permitir una aproximación cercana de las partículas, permitiendo que se lleve a cabo la coagulación de la suspensión.

En aplicaciones de minería la coagulación por cualquiera de estos métodos generalmente resulta en la formación de flóculos muy pequeños y lentos para sedimentar. Sin embargo la adición de cal frecuentemente se practica, ya sea en la etapa de floculación o antes durante el proceso del tratamiento del mineral, puesto que esa coagulación reduce la dosificación de floculante sintético necesaria para dar la velocidad de sedimentación requerida.

Los iones metálicos hidrolizables (tales como Fe^{3+}, Al^{3+}) usualmente son agregados en el intervalo de pH usado y a unos niveles de concentración donde los hidróxidos de los metales se precipitan. Bajo las condiciones adecuadas los precipitados voluminosos de hidróxidos "barren las partículas suspendidas al ir cayendo al fondo del recipiente".

Este procedimiento generalmente trabaja bien cuando hay un nivel muy bajo de sólidos suspendidos. Debido a esto, y por las restricciones del pH requerido para dar precipitados voluminosos, este método de floculación es raramente usado en aplicaciones mineras.

Los polímeros orgánicos altamente cargados y solubles en agua son polielectrolitos. Por lo tanto, si esta carga es opuesta en signo a la llevada por las partículas suspendidas, la adición de tal polímero a la suspensión resultará en una conglomeración por adsorción de iones específicos como se describió anteriormente. Sin embargo, la acción de floculación de los polímeros floculantes se lleva a cabo ya sea por "atracción de parches cargados", o por "enlaces de polímeros.

La atracción de "parches cargados" ocurre cuando la superficie de la partícula está cargada negativamente y el polímero está cargado positivamente. El polímero debe tener una densidad de carga alta, generalmente una carga catiónica por cada 4 ó 5 átomos de carbono en la cadena del polímero.

Inicialmente estos polímeros adsorben sobre la superficie de la partícula por atracción electrostática. Sin embargo, como a menudo es el caso, si la densidad de la carga en el polímero es mucho mayor que la de la superficie de la partícula, el polímero neutralizará todas las cargas negativas dentro del área geométrica de la partícula en la cual es adsorbido y aun llevará un exceso de cargas catiónicas sin neutralizar. El resultado de este tipo de adsorción del polímero es la formación de parches positivamente cargados "rodeados de regiones de carga negativa". Estos parches cargados positivamente pueden

llevar a la aglomeración a través de atracciones electrostáticas de áreas cargadas negativamente sobre la superficie de otras partículas.

El tipo más común de polímeros que operan por este mecanismo son las poliaminas. Estos son polímeros de condensación y son relativamente bajos en peso molecular, con el resultado que los flóculos formados de esta manera son bastante pequeños y lentos para sedimentar.

El enlace de polímeros probablemente se lleva a cabo en dos etapas. La primera involucra la adsorción de las moléculas del polímero sobre las partículas individuales suspendidas. El tamaño de las moléculas del polímero es tal que porciones considerables de la cadena del polímero no son adheribles a la partícula. Ésto dá como resultado que las terminaciones de la cadena sean dejadas oscilándose o que lazos de los segmentos no adsorbidos se introduzcan en el medio sin contacto con la superficie de la partícula en el medio. En esta segunda etapa del proceso las terminaciones libres o lazos de las cadenas del polímero se conectan y adsorben sobre otras partículas suspendidas, formando partículas, conglomeradas o flóculos. Si las cadenas del polímero son lo suficientemente largas estos enlaces pueden llevarse a cabo rápidamente sin neutralización de cargas entre las partículas concurrentes.

Claramente el enlace solo puede llevarse a cabo con polímeros de peso molecular muy alto, los cuales no necesitan llevar una carga opuesta en signo a la de las partículas suspendidas. La mayoría de los polímeros de este tipo están basados en acrilamida y sus derivados usados como monómeros. Esto incluye los copolímeros de amino alquil

acrilato de acrilamida cuaternaria (catiónicos), poliacrilamida (no-iónicos) y copolímeros de acrilamida y ácido acrílico (aniónicos). La forma inicial de adsorción de estos polímeros sobre las partículas suspendidas varía de acuerdo a las cargas respectivas del polímero y la partícula. Esto puede ser puramente electrostático si estas cargas son opuestas en signo. De no ser así, otras reacciones físico-químicas pueden tener lugar. En el caso de poliacrilamidas no iónicas el mecanismo más probable de adsorción es a través de enlaces de hidrógeno entre los átomos de oxígeno asociados con los iones de metales hidratados en la superficie de la partícula y átomos de hidrógeno del grupo amido en el polímero. En el caso de floculantes aniónicos y suspensiones cargadas negativamente, la adsorción también puede llevarse a cabo vía enlaces de hidrógeno. En las pulpas a las cuales se les ha agregado cal, la adsorción del polímero frecuentemente ocurre a través de puenteo de cationes. En esta forma los iones divalentes de calcio pueden formar un puente electrostático entre las superficies de la partícula negativamente cargada y los grupos carboxílicos negativamente cargados de los copolímeros de acrilamida y ácido acrílico.

Ambas poliacrilamidas, no-iónicas y aniónicas, son ampliamente usadas en aplicaciones mineras. Ellas pueden ser fabricadas con pesos moleculares muy altos (5-15 x 10^6) y por lo tanto son capaces de formar flóculos largos de rápido asentamiento y de buena compactación. Las poliacrilamidas catiónicas son raramente usadas en el área minera. Ellas son usualmente de menor eficiencia efectiva que sus contratipos (no-iónicos y aniónicos) debido a su alto costo y bajos pesos moleculares (2-6 x 10^6).

6.10.2.3 Pruebas de Floculación

Es imposible predecir a partir del conocimiento teórico cual floculante sintético es el más adecuado para una suspensión particular. La floculación puede ocurrir por todos los mecanismos antes mencionados y las suspensiones producidas por los minerales son inherentemente de carácter variable. La selección de floculantes es generalmente hecha en base empírica con alguna preselección basada en la experiencia. Todos los tipos de floculantes deben ser evaluados para su comportamiento frente a la suspensión bajo investigación

El criterio de evaluación incluye el costo, velocidad de sedimentación requerida, claridad del líquido y requerimientos de compactación. Estos criterios deben ser claramente establecidos antes de cualquier trabajo de prueba a realizar, puesto que son muy dependientes de los requerimientos de equipo y volumen de cada planta individual. Las pruebas iniciales deben ser conducidas en el laboratorio. El objetivo principal de tales pruebas es el de evaluar el intervalo de operación de los floculantes, con la finalidad de determinar cual producto individual es más efectivo en costo para ese caso en particular. Sin embargo, estas pruebas también pueden producir información adicional como los valores aproximados de dosificaciones requeridos para obtener el comportamiento deseado en la planta, el contenido de sólidos en los lodos que pueden ser obtenidos y facilitar la estimación del área requerida del espesador

Pruebas subsecuentes con el floculante seleccionado deben ser producidas en la planta, teniendo en mente que los floculantes sintéticos generalmente pueden ser usados

más eficientemente como soluciones diluidas (0.01-0.05%) y en muchos casos funcionan aún mejor cuando son agregados simultáneamente en varios puntos a lo largo del canal o tubería de alimentación. Los flóculos formados por floculantes aniónicos y partículas suspendidas cargadas negativamente son frágiles y se rompen si el mezclado es muy vigoroso. Puesto que un adecuado mezclado es vital para el uso del floculante, la variación del punto o de los puntos de adición para obtener los resultados óptimos forma parte esencial en la prueba en planta.

6.10.2.4 Floculantes

Se fabrica gran diversidad de floculantes en plantas localizadas por todo el mundo, como por ejemplo las poliacrilamidas y copolímeros de acrilamida y ácido acrílico, que van desde no-iónicos hasta 100% de carga aniónica. Éstos son de pesos moleculares muy altos (5-15 x 10^6) y son fabricados y vendidos como polvo seco y en forma de emulsión.

Los polímeros catiónicos cubren una amplia gama de tipos químicos, pesos moleculares y densidades de carga. Los polímeros de más bajo peso molecular (10 x 10^3 - 0.5 x 10^6), son tipificados por las poliaminas, las que son altamente cargadas y se proveen como soluciones concentradas (hasta un 50% activa). Los copolímeros de acrilamida catiónica están disponibles a diversos niveles de carga catiónica y a mucho mayores pesos moleculares (2-6 x 10^6). Estos se producen como polvo o como emulsión.

A través de desarrollos e investigaciones, y de la flexibilidad inherente de los diversos procesos de manufactura, se hacen "a la medida" los floculantes para logros óptimos en muchos tipos de aplicaciones. Un caso típico de estos desarrollos es el perfeccionamiento de una variedad de floculantes sintéticos para la separación de los lodos de grandes caudales. Desarrollos adicionales han resultado en una segunda generación de floculantes para lodos rojos, los cuales pueden ser usados en los niveles cáusticos mas bajos, típicos de la última mitad del circuito de lavado en contracorriente. Esto ha introducido reducciones adicionales en costos de floculantes y mejorado la eficiencia del proceso.

6.10.2.4.1 Floculantes Aniónicos

Los floculantes aniónicos tienen una amplia aplicación en la industria minera. Son usados principalmente para el espesamiento de pulpas de minerales y concentrados, tales como colas de carbón, concentrados y colas de cobre, plomo y zinc, lamas de fosfatos y diamantes. Las dosificaciones normales para estas aplicaciones son el orden de 2.5 a 50 g/ton.

Los floculantes aniónicos también son usados como ayuda para la filtración (en vacío o a presión) de desperdicio de carbón o concentrados de minerales. Las dosificaciones generalmente van de 50 a 500 g/ton.

Los floculantes aniónicos se usan como ayuda de drenado en la centrifugación de pulpas y colas de minerales, generalmente con dosificaciones en el orden de 5 a 250 g/ton.

6.10.2.4.2 Floculantes No-Iónicos

Los floculantes no-iónicos se usan principalmente en el espesamiento de pulpas de minerales y concentrados, especialmente en lamas de mineral de hierro y colas de flotación de oro. Son particularmente efectivos en medio ácido como soluciones preñadas de lixiviación de uranio. Las dosificaciones típicas son de 1 a 50 g/ton.

Los floculantes no-iónicos también se usan como ayuda de drenado o filtrantes en la filtración en vacío (y a presión) y en la centrifugación, generalmente con dosificaciones de 5 a 250 g/ton.

6.10.2.4.3 Floculantes Catiónicos

Los floculantes catiónicos se usan principalmente para el espesamiento de desperdicios de carbón, lamas de mineral de hierro y concentrados minerales. Las dosificaciones para estas aplicaciones generalmente son del orden de 25 a 250 g/ton.

Los floculantes catiónicos son excelentes agentes clarificadores de agua extraída de la mina. En este caso, las dosificaciones típicas son del orden de 5 a 50 g/ton.

En las pruebas de sedimentación desarrolladas para nuestro diseño se utilizó un floculante catiónico y los resultados obtenidos son mostrados en el capítulo 5.

6.10.3 Diseño del Espesador

Considerando una carga superficial de 32.6 $m^3/d\text{-}m^2$ para almacenamiento de agua clara y un mínimo de 12 horas para el almacenamiento de lodos, el cálculo del volumen del tanque es:

Volumen de almacenamiento de lodos = (200.8 m^3/d) (12 hr) (1 d / 24 hr) = 100.4 m^3

Area de almacenamiento de agua clara = (466.6 m^3/d) / (32.6 $m^3/d\text{-}m^2$) = 14.3 m^2

Suponiendo una altura del tanque de 3.05 m (10 ft), tenemos que el volumen de almacenamiento de agua clara es:

Volumen de almacenamiento de agua clara = 14.3 m^2 x 3.05 m = 43.6 m^3

Por lo tanto el volumen total del espesador es:

Volumen total = 144 m^3 (5085 ft^3)

El diámetro se calcula como sigue:

$$\text{Volumen} = 0.785\ D^2\ H$$

$$144\ m^3 = 0.785\ D^2\ (3.05\ m)$$

$$\text{Diámetro} = 7.7\ m\ (25\ ft)$$

La profundidad es de 3.05 m (10 ft) en la periferia y la profundidad en el centro considerando una pendiente del 10% es:

$$\text{Profundidad} = \text{radio} \times (\,\%\,) + \text{profundidad}\ (\text{periferia})$$

$$\text{Profundidad} = (\,3.85\ \text{m}\,)\,(\,0.10\,) + 3.05\ \text{m}$$

$$\text{Profundidad en el centro del tanque} = 3.435\ \text{m}$$

Los datos de canaletas de derrames, rastrillos, motoreductor de transmisión son proporcionados directamente del fabricante en base al diámetro del espesador. El diseño ilustrativo del espesador se muestra en la Figura 6.12.

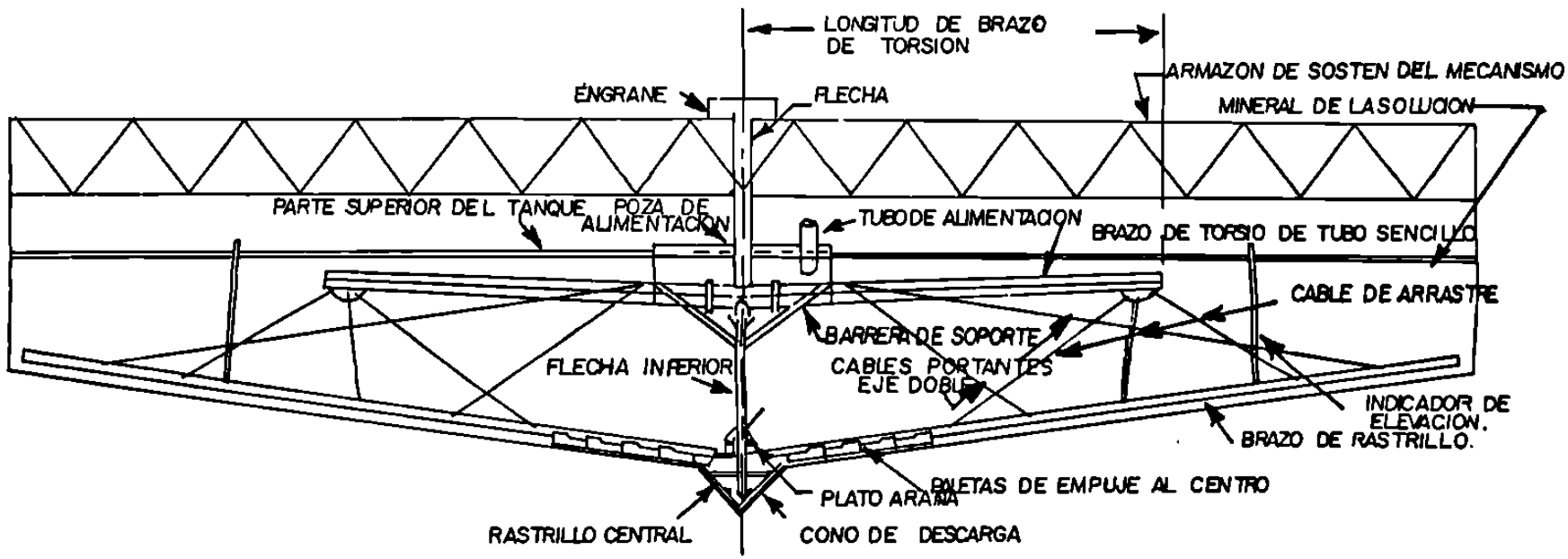


Figura 6.12. Espesador de Lodos.

6.11 Laguna de Disposición de Lodos

Considerando los siguientes datos para el diseño de la laguna tenemos:

- Vida útil de operación de la mina = 10 años
- Lodos descargados con 1% de sólidos.
- Los lodos secados al aire pueden alcanzar de 16% a 18% de sólidos, pero el 12% puede ser usado como base conservativa.
- El agua decantada será retornada a la planta de beneficio.

Los lodos producidos se calculan de la siguiente manera:

Lodos producidos por día = 200.8 m^3 (7093 ft^3) con 1% de sólidos.

Volumen final de lodos a 12% = 24.1 m^3 (851 ft^3)

6.11.1 Volumen y Área de la Laguna

(24.1 m^3/d) (365 d/año) (10 años) = 87 965 m^3 (3 106 455 ft^3)

Asumiendo una altura del agua clara de 1.52 m (5 ft), más 0.91 m (3 ft) de bordo libre de capacidad y una altura de la laguna de 10.7 m (35 ft), así tenemos una altura del lodo de 8.28 m (27 ft), por lo tanto:

Área Requerida = 87 965 m^3 / 8.28 m = 10 624 m^2 (114 356 ft^2) = 1.1 ha (2.75 ac)

6.11.2 Dimensionamiento de la Laguna de Lodos

Considerando los siguientes parámetros:

Pendiente de entrada de la laguna: 2.5:1

Pendiente de salida de la laguna: 3:1

Ancho de bordo: 4.6 m (15 ft)

Proponiendo dimensiones para la laguna con fondo cuadrado de 76.2 m x 76.2 m (301 ft x 301 ft), tenemos:

$$\text{Volumen efectivo} = \{(76.2 \text{ m})^2 + (117.3 \text{ m})^2\} (8.23 \text{ m}) (1/2)$$

$$\text{Volumen efectivo} = 80\ 513 \text{ m}^3 (2\ 843\ 289 \text{ ft}^3)$$

Este valor es menor que el volumen requerido, 87 965 m^3 (3 106 455 ft^3), por lo que se hará el siguiente procedimiento, basado en la Figura 6.13:

$$\text{Volumen de excavación} = \text{Volumen de llenado}$$

$$\{(76.2)^2 + (129 - 5h)^2\} (10.7 - h) (1/2) = \{4.6 + (4.6 + 5.5h)\} (h) (1/2) \{ 4(129 - 5h) + 4(4.6 + 5.5h)$$

$$(22\ 447 - 1290h + 25h^2) (10.7 - h) (1/2) = (9.2 + 5.5h) (h) (534 + 2h) (1/2)$$

$$240\ 183 - 22\ 447h - 13\ 803h + 1290h^2 + 267.5h^2 - 25h^3 = 4913h + 2937h^2 + 18.4h^2\ 11h^3$$

$$240\ 183 - 41\ 163h - 1398h^2 - 36h^3 = 0$$

$$36h^3 + 1398h^2 + 41163h = 240\ 183$$

Resolviendo por prueba y error:

h	f(h)
4.5m (14.7 ft)	216 824
5.0 m (16.4 ft)	245 265
4.9 m (16.1 ft)	239 500

Entonces:

h = 4.9 m (16.1 ft)

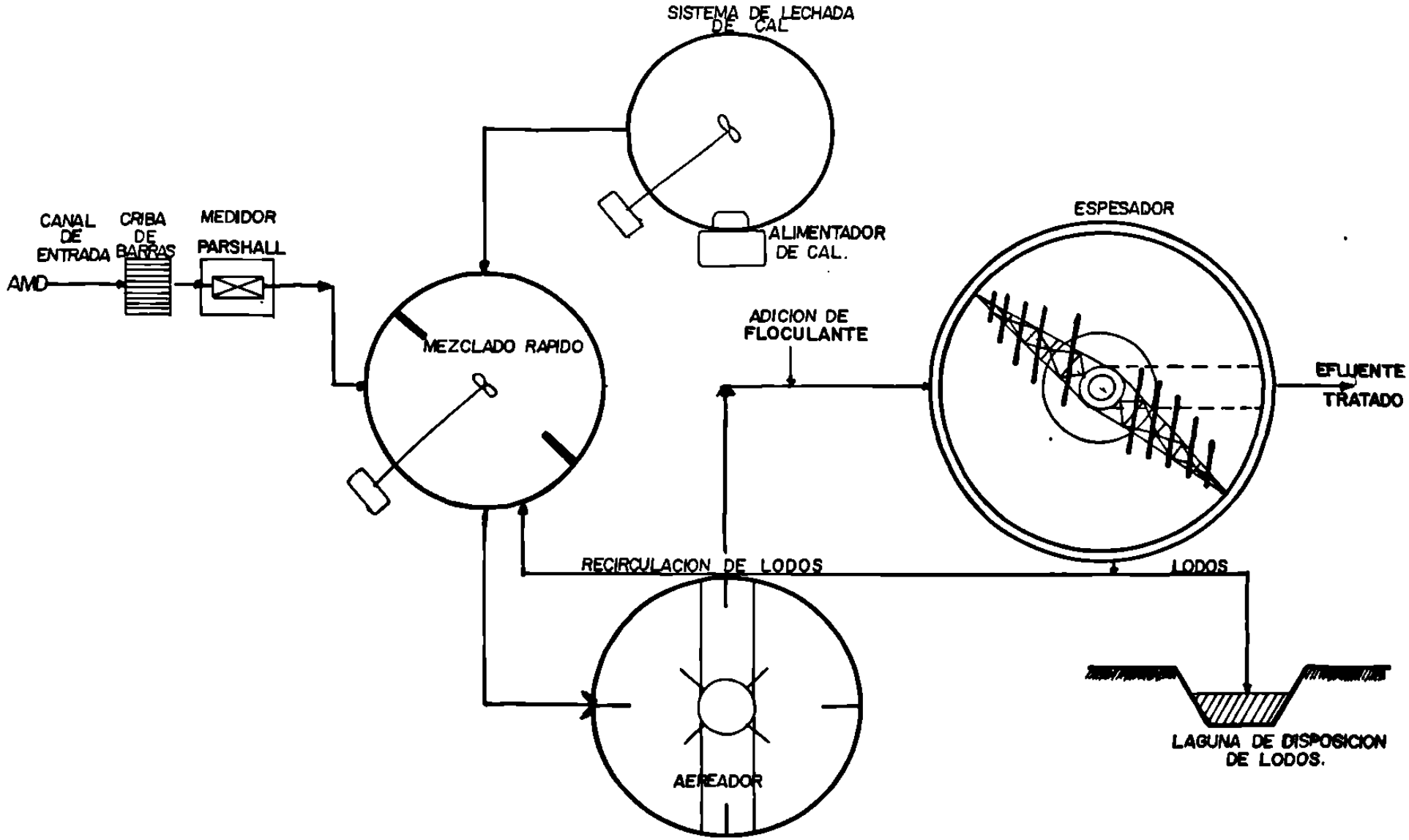
Volumen de excavación = 48 508 m^3 (64 678 yd^3)

Volumen de llenado = 48 163 m^3 (64 217 yd^3)

Dimensiones extremas = 138.2 + 6h = 138.2 + (6 x 4.9) = 168 m (551 ft)

Área total requerida = 168 m x 168 m = 28 224 m^2 (2.8 ha) (7.0 ac)

DIAGRAMA ESQUEMATICO DE FLUJO PARA LA NEUTRALIZACION DEL DRENAJE ACIDO DE MINA, EN LA UNIDAD. LA "GUITARRA" EN EL ESTADO DE MEXICO.



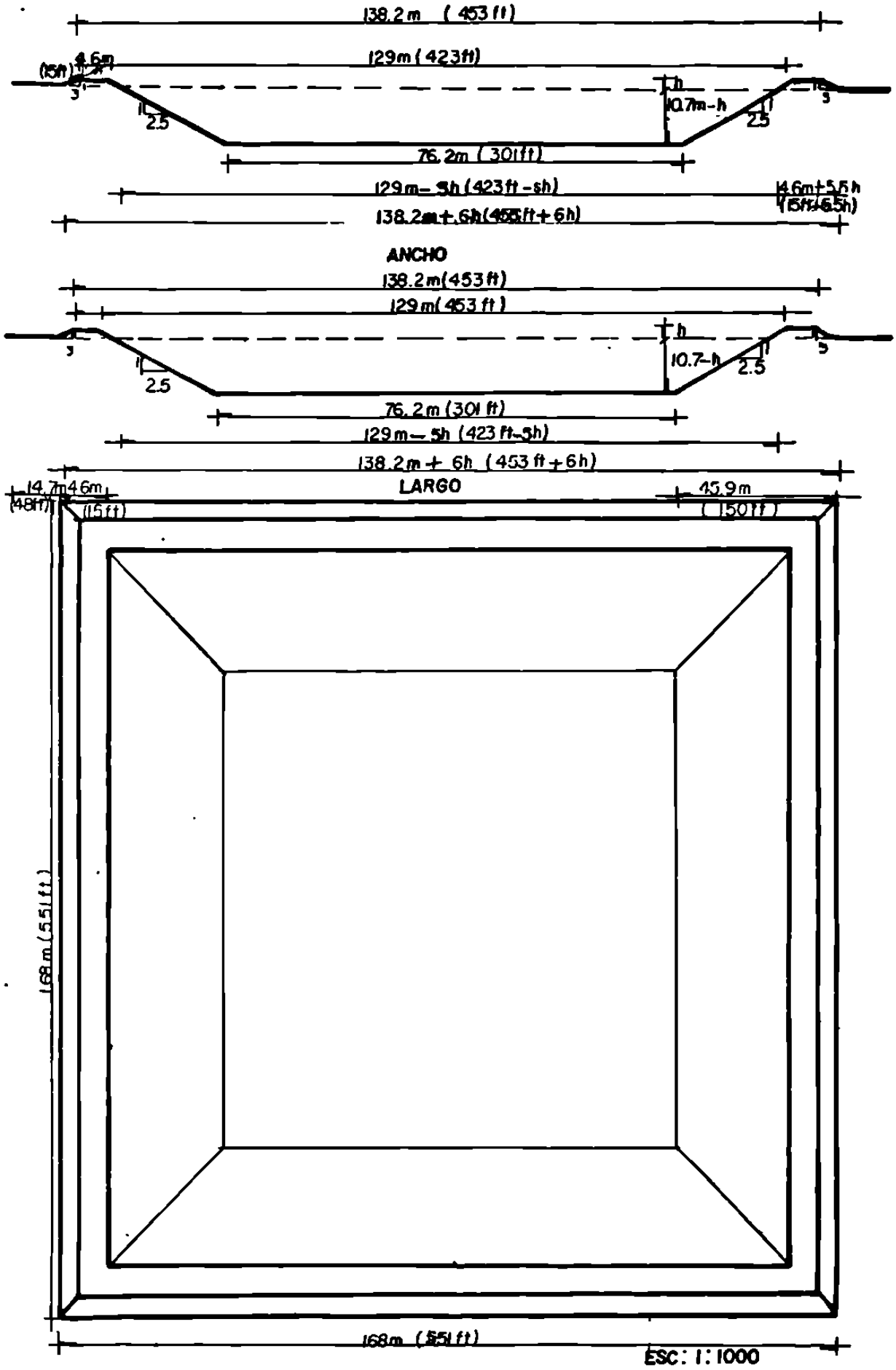


Figura 6.13. Diseño de Laguna de Disposición de Lodos.

CAPÍTULO 7

CONCLUSIONES

La extracción y el procesamiento del material de mina trae a la superficie residuos triturados y molidos. Cada material expuesto a la intemperie posee un potencial de peligro al medio ambiente. Las vetas mineralizadas de sulfuros, si se oxidan, producen el ácido sulfúrico conocido como drenaje ácido de mina, lo cual incrementa la movilidad de los metales pesados. Sin embargo, como se vio en este trabajo, no todos los minerales que contienen sulfuros presentan una amenaza al ambiente, aunque pueden contener pequeñas concentraciones de metales pesados.

A través de estudios mineralógicos y geoquímicos es posible evaluar y cuantificar el problema ambiental de los materiales de mina y los que van a ser minados. Basado en la estimación mineralógica y la termodinámica de los procesos geoquímicos que ocurren en el material, es posible tomar decisiones razonables para un buen tratamiento que resulte económico.

Tomando en consideración lo anterior podemos deducir las siguientes conclusiones:

1. La temprana identificación de materiales potencialmente generadores de acidez y el desarrollo de un apropiado plan de manejo de desechos puede reducir significativamente problemas ambientales de largo plazo y costos de remediación. Aún más, una

identificación oportuna del problema y la incorporación de las medidas de control correspondientes también deben reducir los costos financieros de mantener las facilidades de recolección y tratamiento a largo plazo, tal como una planta de neutralización a perpetuidad.

2. La tendencia en la mitigación de problemas de drenaje ácido es hacia la adopción de sistemas pasivos, esto es, aquellos que presenten los más bajos costos de mantenimiento en el futuro.

3. Es importante la evaluación experimental de parámetros requeridos para decidir sobre una u otra alternativa respecto a tópicos tales como:

- Determinación del potencial de generación de acidez de los distintos materiales presentes en un emplazamiento. Esto involucra lo que se conoce como pruebas estáticas.
- Determinación de la velocidad de generación de ácido, mediante pruebas cinéticas ya estandarizadas, principalmente para relaves y desmontes de mina.
- Determinación de la calidad del drenaje contaminado que aparecería en diferentes periodos del proceso de intemperismo.
- Evaluación de permeabilidad de cubiertas para cubrimiento de pilas de desmonte y canchas de relaves, mediante pruebas de laboratorio ya estandarizadas.

4. A fin de evaluar convenientemente cada una de las medidas de mitigación puestas en operación, es necesario diseñar un programa adecuado de monitoreo que permita

cuantificar los cambios o mejoras que se hayan producido, de modo de tomar las medidas correctivas en caso de que sea necesario.

La planificación preliminar de los proyectos de sistemas de tratamiento de AMD, incluyendo la selección final de los componentes del tratamiento y los arreglos del financiamiento, se deben basar en datos confiables de costos. Esta clase de datos son difíciles de obtener en los países en desarrollo, particularmente en aquellas regiones donde las instalaciones de tratamiento de AMD se están construyendo por primera vez. En estos casos la estimación razonable de costos para la construcción, operación y mantenimiento se pueden obtener indirectamente utilizando: 1) datos de costos para plantas similares construidas en otras regiones o en otro país en desarrollo con características semejantes, 2) curvas generales de costos basadas en los costos de una variedad de plantas construidas dentro del país, o 3) ecuaciones generales predictivas de costos desarrolladas para situaciones similares. Aunque los costos de un país usualmente no son aplicables directamente a otros países, las relaciones entre los costos observados en los varios tipos de tratamiento son útiles.

Las pruebas experimentales realizadas en el laboratorio nos dan un indicio del tamaño de equipo a utilizar y aún más, de los costos necesarios para el diseño del sistema de tratamiento requerido. De acuerdo a ello podemos decir que nuestro proceso propuesto resulta el más viable comparado con los demás expuestos, en cuanto a costos de equipo y desarrollo de pruebas y análisis de laboratorio.

Sin necesitar profundizar en costos de equipo, operación y mantenimiento, la Figura 7.1 nos proporciona una rápida estimación de costo de tratamiento del drenaje ácido de mina. Esta figura, esta basada en costos de varios sistemas de tratamiento con variaciones en los niveles de equipo y automatización. Ésta cubre construcciones simples y complejas de los sistemas.

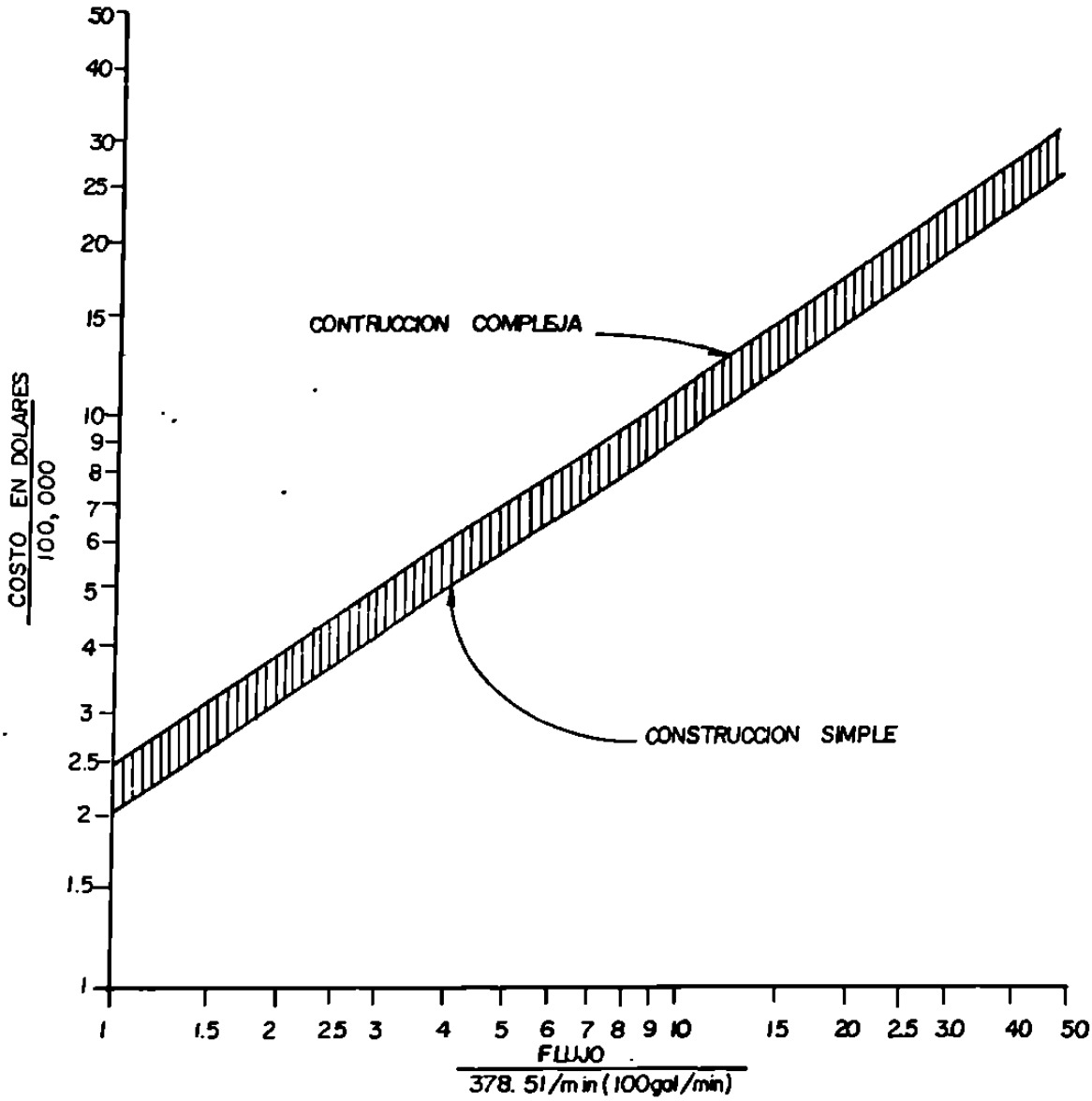


Figura 7.1. Costo de Instalación Vs Gasto de Diseño

Por otro lado, actualmente es mayor la dificultad para encontrar sitios adecuados de disposición final, por ello es urgente y necesario encontrar sistemas de tratamiento de lodos residuales que permitan el reuso, obtención y recuperación de productos útiles, convirtiendo al lodo en un recurso y no en un desecho.

Los lodos producidos por el sistema de tratamiento de AMD pueden ser tratados para obtener de ellos arena sílica. El elemento silicio combinado con oxígeno y uno o más iones metálicos forma al más grande componente de todas las rocas que contienen silicatos. Junto con los feldespatos, el cuarzo es el mineral más abundantemente conocido en una u otra forma. El cuarzo en cualesquiera de sus fases cristalinas no puede diferenciarse por sus propiedades físicas particulares. Sin embargo, el estudio térmico del cuarzo muestra que existen dos formas conocidas como cuarzo alfa (α) y cuarzo beta (β). El cuarzo alfa ocurre generalmente en vetas geodas y grandes pegmatitas, en tanto que el cuarzo beta se encuentra en granitos, pegmatitas graníticas y porfidos.

La arena sílica puede ser formada en la naturaleza por intemperismo de areniscas o cuarcitas y de otras rocas o bien sintéticamente por trituración y molienda de rocas areniscas, cuarzo o por los procesos de lavado o flotación en donde son separados varios constituyentes en una pegmatita o un caolín.

Las características de arenas sílicas producidas artificialmente por medios mecánicos de trituración y molienda, así como lavado y flotación, nos conducen a la producción de arenas sílicas de calidad controlada ya que la composición química de un yacimiento generalmente es muy uniforme. Sílicas con contenidos de SiO_2 hasta de 70% se pueden

llegar a utilizar en la fabricación de refractarios o cerámica. En la construcción se utiliza en acabados de superficies, en muros decorados y hasta en la fabricación del ladrillo sílico calcareo. La producción de artículos de asbesto cemento permite la aplicación de finos de arena sílica sin que tenga limitantes de consideración en cuanto a impurezas en el cuarzo.

La fabricación de silicato de sodio y de potasio se efectúa a partir de sílice, así como también la producción de fibra de vidrio.

En el tratamiento de aguas se han venido utilizando las gravas de cuarzo como medio filtrante burdo en diferentes granulometrías, ya que para filtros finos de preferencia se utilizan las tierras diatomaceas que están formadas de sílice amorfa.

Escapan a la aplicación de sílice molida artificialmente producida, las arenas de fundición y la aplicación en la craquelación de pozos petroleros y de agua, ya que en estas aplicaciones se requieren granos redondeados y no sería económico dar este acabado, puesto que la naturaleza se encarga de realizar este trabajo y es factible encontrar yacimientos sedimentarios que cubren estas necesidades.

Dentro de los proyectos de la Compañía Minas de San Luis S.A de C.V se tiene en mente el aprovechamiento de los jales del proceso de concentración por flotación para la obtención de arena sílica, en lo cual ya se han desarrollado investigaciones metalúrgicas que presentan resultados factibles. Por tanto, los lodos generados en el tratamiento de AMD de este proyecto pueden ser una opción viable para incluirlos en el proceso de obtención de arena sílica.