

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA MECANICA

"PROPOSICIÓN Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL MEJORAMIENTO
DEL SISTEMA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO DE UNA REFINERÍA
DE ZINC DE 101,000 TONELADAS POR AÑO DE CAPACIDAD"

T E S I S
PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL
DE INGENIERO MECANICO

PRESENTADO POR:

RICARDO NÉSTOR JORDÁN PALMA

PROMOCIÓN 78-I

LIMA-PERÚ
1986

INDICE

	Pág.
CAPITULO I: INTRODUCCION	1
CAPITULO II: FUNDAMENTO TEORICO	4
2.1 Generalidades	4
2.1.1 Secciones Principales de Refinanciaci3n de Zinc.	5
2.1.1.1 Secci3n 10: Planta de Recepci3n y Almacenamiento de los Concentrados	5
2.1.1.2 Secci3n 20: Planta de Tostaci3n	8
2.1.1.3 Secci3n 40: Planta de Lixiviaci3n	11
2.1.1.4 Secci3n 50: Planta de Purificaci3n	14
2.1.1.5 Secci3n 70: Planta de Electrodeposici3n	17
2.1.1.6 Secci3n 81: Planta de Fusi3n y Moldeo	19
2.1.2 Secciones Secundarias de Refinanciaci3n del Zinc	21
2.1.2.1 Secci3n 30: Planta de Acido Sulf3rico	21
2.1.2.2 Secci3n 60: Planta de Cadmio	24

	Pág.
2.1.2.3 Sección 82: Planta de Mo- lienda del Espumado	26
2.1.2.4 Sección 83: Planta de Pol- vos de Zinc	27
2.1.2.5 Sección 90: Plantas Auxi- liares	27
2.1.3 Compresoras de Aire	30
2.1.3.1 Principios de Funciona- miento	30
2.1.3.2 Refrigeración entre Eta- pas	31
2.1.3.3 Tipos de Compresores	31
2.1.3.4 Compresores de Tornillo	32
2.1.4 Tratamiento de Aguas Industriales	37
2.1.4.1 Fuentes de Agua	37
2.1.4.2 Contaminantes en el Agua	38
2.1.4.2.1 Componentes Primarios	39
2.1.4.2.2 Componentes Se- cundarios	44
2.1.4.2.3 Componentes Ter- ciarios	47
2.1.4.2.4 Componentes Traza	52
2.1.4.2.5 Componentes Transitorios	52

2.1.4.3	Tratamiento de Aguas Industriales	54
2.1.4.3.1	Agua Potable	54
2.1.4.3.2	Agua de Enfriamiento	57
2.1.4.3.3	Agua Desmineralizada	61

CAPITULO III: DESCRIPCION DEL SISTEMA ACTUAL

BAJO ESTUDIO 66

3.1 Generalidades 66

3.1.1 Sistemas de Agua 66

3.1.1.1 Sistema de Agua Cruda 67

3.1.1.1.1 Explicación del Circuito 67

3.1.1.2 Sistema de Agua Potable 68

3.1.1.2.1 Explicación del Circuito 68

3.1.1.3 Sistema de Agua de Enfriamiento 68

3.1.1.3.1 Explicación del Circuito 69

3.1.1.4 Sistema de Agua Desmineralizada 75

3.1.1.4.1 Explicación del Circuito 75

3.1.1.4.2 Cálculo de Tiempos de Operación 77

	Pág.
3.1.2 Evaluación de Costos	83
3.1.2.1 Costos Fijos	83
3.1.2.1.1 Costo de Equipos	83
3.1.2.1.2 Costo de Infraestructura	84
3.1.2.2 Costos de Operación y Mantenimiento	86
3.1.2.2.1 Costo de Labor	86
3.1.2.2.2 Costo de Energía Eléctrica	92
3.1.2.2.3 Costo de Reactivos	95
3.1.2.2.4 Costo de Materiales y Suministros	97
3.1.2.2.5 Costo Total de Operación	98
3.1.3 Subsistema de Agua de Refrigeración de 5 compresoras de aire	99
3.1.3.1 Descripción	99
3.1.3.2 Inconvenientes presentados y sus consecuencias	103
CAPITULO IV: MODIFICACIONES PROPUESTAS Y SU FACTIBILIDAD TECNICO-ECONOMICA	105

	Pág.
4.1 Mejoramiento del Subsistema de Agua de Enfriamiento de 5 Compresoras de Aire	105
4.1.1 Descripción de la Alternativa Propuesta	105
4.1.1.1 Solución Previa	105
4.1.1.1.1 Cálculo de Pérdida de Agua	106
4.1.1.2 Solución Definitiva	107
4.1.1.2.1 Curvas de Instalación	107
4.1.2 Factibilidad Técnica	108
4.1.2.1 Evaluación de Pérdidas Hidráulicas	108
4.1.2.1.1 Datos Iniciales	108
4.1.2.1.2 Cálculo de Pérdidas Hidráulicas	109
4.1.3 Evaluación de Costos	116
4.1.4 Ahorro Conseguído	117
4.2 Mejoramiento del Sistema de Agua de Enfriamiento	118
4.2.1 Descripción de la Alternativa Propuesta	118
4.2.2 Ventajas sobre el Sistema Existente	118
4.2.3 Características del Nuevo Sistema de Agua Desmineralizada	119

	Pág.
4.2.3.1 Cálculo de Agua Desmine- ralizada para el Sistema de agua de enfriamiento	120
4.2.3.1.1 Cálculo de Evaporación	120
4.2.3.1.2 Determinación del Arrastre	120
4.2.3.1.3 Determinación de Purgas	120
4.2.3.2 Determinación de Consumos de Agua Desmineralizada en Producción	121
4.2.3.3 Cálculo de Consumos Duran- te la Regeneración	121
4.2.3.4 Cálculo del Tiempo des- pués de la Regeneración	122
4.2.3.5 Cálculo de Producción des- pués de la Regeneración	122
4.2.3.6 Cálculo de los Tiempos de Parada y Producción del Ciclo Menor	122
4.2.3.7 Resumen de Tiempos y Pro- ducciones	124
4.2.3.8 Cálculo de Consumo de Agua Potable para la Regenera- ción	125

	Pág.
4.2.4 Producciones de Agua	125
4.2.4.1 Agua Desmineralizada	125
4.2.4.2 Agua de Enfriamiento	125
4.2.4.3 Agua Potable	126
4.2.4.4 Agua Cruda	126
4.2.4.5 Resumen de Producción de Aguas	127
4.2.5 Evaluación de Costos	127
4.2.5.1 Costos Fijos	127
4.2.5.2 Costos de Operación y Mantenimiento	128
4.2.5.2.1 Costo de La bor	128
4.2.5.2.2 Costo de Energía Eléc trica	128
4.2.5.2.3 Costo de Reactivos	131
4.2.5.2.4 Costo de Ma teriales y Suministros	134
4.2.5.2.5 Costo Total de Operación	135
4.2.6 Ahorro	136
SIONES	137
IA	139

SIMBOLOS Y ABREVIACIONES

A	: arrastre, o serie de cantidades periódicas e iguales de dinero
D	: diámetro
E	: evaporación
e/D	: rugosidad relativa
f	: factor de fricción
g	: aceleración de la gravedad
h_p	: altura de pérdida hidráulica
i	: tasa de interés
K	: coeficiente de pérdida hidráulica
L	: longitud
L/D	: longitud equivalente
n	: número de períodos, o número de ciclos menores
p	: presión
ppm	: parte por millón
P	: valor presente o producción de agua
P_{cm}	: producción de agua desmineralizada en un ciclo menor
P_{CM}	: producción de agua desmineralizada en un ciclo mayor
P_{DR}	: producción de agua desmineralizada después de la regeneración
P_R	: producción de agua desmineralizada durante la regeneración
Q	: caudal

Q_r	: caudal de recirculación
R_e	: número de Reynolds
T	: temperatura
t	: tiempo
t_{cm}	: tiempo de un ciclo menor
t_{CM}	: tiempo de un ciclo mayor
t_{DR}	: tiempo después de regeneración
t_{ER}	: tiempo entre regeneraciones
t_p	: tiempo de parada
t_P	: tiempo de producción
t_R	: tiempo de regeneración
v	: velocidad
z	: altura geodésica
γ	: peso específico
ϵ	: pertenece
μ	: viscosidad absoluta
π	: pi (3.1416)
ρ	: densidad
Σ	: sumatoria
ϕ	: diámetro o ángulo del factor de potencia
Δ	: variación
$\%$: porcentaje
S/.	: soles oro
\$: dólares
$\langle \rangle$: equivalente
$<$: menor que
'	: minuto

APHA : American Public Health Association
FONAVI : Fondo Nacional de Vivienda
IPSS : Instituto Peruano de Seguridad Social
reg : Regeneración
SCH : Schedule
SHG : Special High Grade

PROLOGO

El escenario del presente trabajo es la Refinería de Zinc-Cajamarquilla de la Empresa Minera del Perú S.A., cuyo principal Contratista fue la Compañía Belga SYBETRA y la puesta en marcha el 16 de Mayo de 1981.

Es nuestra intención demostrar que muchas veces con soluciones simples se consiguen resultados muy satisfactorios y más aún si el análisis tiene como punto de partida datos reales y las soluciones halladas son ejecutables; para aquellos que esperan encontrar cálculos teóricos de alta ingeniería, quizá el presente trabajo no le satisfaga a plenitud. Pensamos que la misión principal del Ingeniero Peruano que labora en Planta al margen de la responsabilidad inherente con sus equipos, personal y procesos es la maximización del beneficio a un menor costo.

Agradezco a esta Casa de Estudios por mi formación profesional y en especial a mi asesor, el Ing. Miguel Sáenz L., por su apoyo en la realización de esta tesis.

CAPITULO I

INTRODUCCION

El presente estudio tiene como objetivo, el mejoramiento del sistema de agua de enfriamiento de una Refinería de Zinc, proponiendo y desarrollando alternativas técnica y económicamente factibles.

Es necesario para un mejor entendimiento del presente tema que el lector esté familiarizado con los procesos principales de la refinación del Zinc, así como de los sistemas auxiliares presentes en ella, asimismo de los principios teóricos fundamentales en lo que está basado el funcionamiento de los equipos que son afectados por las modificaciones propuestas. Es por ello que en el segundo capítulo se hace una descripción somera del proceso de obtención del Zinc refinado, explicándose también los tipos de compresoras de aire y sus principios de funcionamiento, se hace especial incidencia en lo que consideramos el cimiento sobre el cual descansa la parte primordial de nuestro tema, cual es el Tratamiento de Agua Industrial.

Una vez situado el lector, en el capítulo III hacemos una descripción del sistema de aguas industriales existente que nos servirá de punto de referencia para proponer

nuestras modificaciones, acompañamos en este capítulo planos y diagramas indicando: flujos, capacidades de los equipos y características de las instalaciones que sitúan este trabajo fuera de toda abstracción que desvirtúe su factibilidad.

Seguidamente, en el capítulo IV nos abocamos al planteo y desarrollo de alternativas que nos arrojarán como resultado un ahorro en dólares al año, éstas son:

- a) Siendo necesario un mejor enfriamiento en la batería de cinco compresoras, diseñamos una modificación en el sistema de agua de enfriamiento que nos permita reducir la presión de descarga y por ende aumentar el caudal de agua de enfriamiento.

Evaluando el costo de la modificación propuesta contra el costo de la pérdida de agua.

- b) Teniendo en cuenta el alto costo de lucro cesante y la exactitud en la operación que requiere el control de incrustaciones en una Planta moderna, nace la alternativa de utilización de agua desmineralizada con reactivos químicos en vez de agua cruda tratada químicamente y comparando el costo de ambas resulta muy conveniente e innovadora la modificación propuesta. Esta alternativa tiene un mayor sustento al contar la Planta motivo de nuestro estudio con una estación de desmineralización que se encuentra trabajando a

mínima capacidad. Otro punto a favor es que aún si dejáramos de considerar el costo de lucro cesante la alternativa propuesta seguiría siendo atractiva.

CAPITULO II
FUNDAMENTO TEORICO

2.1 Generalidades

En este capítulo se describe someramente las diferentes secciones operacionales, principales y secundarias, de toda la refinería de Zinc, es decir, las áreas donde ocurren los procesos metalúrgicos desde la llegada de los concentrados de las minas del centro del Perú, hasta la obtención del zinc refinado propiamente dicho (ver plano N°01: Diagrama Esquemático del Proceso de Refinación del Zinc). Siendo estas las siguientes:

Secciones Principales.- Son aquellas en las cuales ocurren los procesos principales de refinación del Zinc de Caja - marquilla, y son:

- Sección 10: Planta de Recepción y Almacenamiento de los Concentrados
- Sección 20: Planta de Tostación
- Sección 40: Planta de Lixiviación
- Sección 50: Planta de Purificación
- Sección 70: Planta de Electrodeposición
- Sección 81: Planta de Fusión y Moldeo

Secciones Secundarias: Son aquellas secciones adicionales donde se consiguen otros productos, tales como: ácido sulfúrico, cadmio, etc.; o que sirven para complementar los procesos principales, tales como: agua, vapor, aire, etc.

Siendo éstos:

- Sección 30: Planta de Acido Sulfúrico
- Sección 60: Planta de Cadmio
- Sección 82: Planta de Molienda del Espumado
- Sección 83: Planta de Polvos de Zinc
- Sección 90: Plantas Auxiliares.
 - . Sección 91: Agua
 - . Sección 92: Vapor-Energía Eléctrica
 - . Sección 93: Agua de Enfriamiento
 - . Sección 94: Aire.

2.1.1 Secciones Principales de Refinación del Zinc

Son aquellas plantas donde ocurren los procesos principales de Refinación del Zinc, ver plano N°01, y son:

2.1.1.1 Sección 10: Planta de Recepción y Almacenamiento de los Concentrados

Consiste en una instalación de recepción, de almacenaje y de transporte de los concentrados de zinc destinados para alimentar un horno de tostación.

Este horno produce calcina tratada por vía hidrometalúrgica y gas sulfuroso destinado a alimentar la Planta de producción de ácido sulfúrico.

Los concentrados de Zinc, vienen como sulfuros de las minas del Centro del Perú, tales como de: Paragsha, Casapalca, Volcan, Perubar, Gran Bretaña, Chungar, Atacocha, San Ignacio; y quedan almacenados bajo techo. Estos se reparten en 11 casillas, cada una pudiendo contener 909 toneladas o sea un total de 10,000 toneladas.

Para facilitar las operaciones de descarga existen dos vías de ferrocarril reposando sobre una super estructura de hormigón armado pasando por encima de las casillas. Estas vías permiten la circulación y el descarguío de los vagones de concentrados.

La descarga se efectúa directamente, si se trata de vagones tolvas, o indirectamente con la ayuda de aparatos de manejo mecánico montados sobre neumáticos para vagones llenos con costado abatible.

Además, existe una barandilla de acceso a un área que permite la descarga de los camiones de transporte para los concentrados en las mismas casillas de almacenaje.

La recogida de los concentrados en las casillas se hace por medio de aparatos mecánicos montados sobre neumáticos.

Estos alimentan un conjunto de correas transportadoras que conducen los concentrados hacia

tres tolvas de almacenaje para la demanda diaria.

La instalación del tratamiento de los concentrados está prevista para suministrar a la instalación de tostación productos de granulometría inferiores a 15 mm. En la parte inferior de cada uno de las tres tolvas de almacenaje diarias se encuentra un extractor de velocidad variable.

Esta disposición permite extraer simultáneamente hasta tres calidades diferentes de concentrados.

Una báscula electrónica con celda de descarga (strain gage) permite controlar el débito instantáneo, así como la cantidad diaria de materia primera conducida hacia la instalación de tostación.

De manera que permita la recuperación de Zinc contenido en las escorias provenientes de la succión refusión de la Planta, estas vuelven a ser reinyectadas en el transportador señal que alimenta la instalación de tostación.

Este último transportador tiene una capacidad de transporte de 250 Ton/hr.

Esta característica da una seguridad extremadamente alta con respecto a la cantidad, por diseño, de concentrados consumidos por el horno de tostación,

que es de 26 Ton/horas permitiendo sin ningún problema, - la alimentación de un segundo horno de tostación en caso de extensión eventual de la Planta.

2.1.1.2 Sección 20: Planta de Tostación

Antes de que la blenda procedente de la sección 10 sea transportada a la tolva de almacenamiento por encima del horno de tostación, ésta pasa por una estación de tamizado y de trituración. Aquí se separan - los terrones de blenda mayores a un tamaño de grano de 15/20/25 mm y se trituran posteriormente en un molino de martillos. La granulaci3n superior triturada regresa a la criba oscilante. La granulaci3n interior llega por el trayecto de banda a la tolva de almacenamiento en la casa de horno.

- Carga de Blenda

El concentrado de la tolva de almacenamiento pasa por una banda ancha, de caucho, de marcha lenta, y se descarga sobre un plato giratorio. La regulaci3n de la cantidad de blenda de alimentaci3n se realiza de manera gruesa con ayuda de una corredera de altura de capa a la salida de la tolva variando as3 la altura de capa del material sobre la banda, y de manera fina por medio de la velocidad de la banda, que se puede regular a "m3s r3pido" o a "m3s despacio" por medio de un variador PIV ajustable a distancia.

La regulaci3n gruesa se realiza una sola vez, a saber,

en la puesta en marcha, mientras que el ajuste fino se realiza según las necesidades y durante el servicio.

El plato giratorio no representa un órgano dosificador, sino que tiene por objeto distribuir uniformemente la blenda sobre la cinta lanzadora, así como estrechar la sección transversal del material al ancho necesario de entrada para la cinta lanzadora.

Parte integrante esencial del proceso representa la cinta lanzadora empleada para la carga del material a continuación del plato giratorio.

Permite una distribución muy suave, uniforme y fina de la blenda que se carga al horno por la abertura de entrada a través de una sección transversal de parrilla relativamente grande. Sobre todo la fina distribución del material en la superficie del lecho fluidizado impide desordenadamente la formación en sedimentos de material; así como la formación de zonas de gases con diferente concentración de sulfato.

- Tostador

La tostación de la blenda cargada en el horno se realiza en un lecho fluidizado de granulación fina que se compone ampliamente de material tostado, en particular de ZnO. Por medio del sistema de precalentamiento se lleva esta capa a la temperatura de encendido de la blenda. Después de iniciarse la reacción, el cambio intensivo -

de material y aire se encarga de mantener el curso de reacción deseado. El aire de combustión se sopla mediante un soplante de gran rendimiento a través de una parrilla de toberas de cerámica; toma al mismo tiempo la función como portadora de aire del lecho fluidizado. Una variación en la cantidad de aire que lleva es posible dentro de ciertos límites.

Las capacidades de trabajo del tostador y del soplante de aire son de: 26 Ton. de concentrado/hr y de 60,000m³N/hr respectivamente.

Una vez oxidado el concentrado se forma la calcina que es enfriada, por agua de refrigeración en un intercambiador seccional desde 900°C á 65°C. El caudal de agua de enfriamiento es de 150 m³/hr y se incrementa de 25° C á 38°C.

2.1.1.3 Sección 40: Planta de Lixiviación

LIXIVIACION NEUTRA (N.L.):

La calcina, producida durante la tos
tación, se alimenta en los tanques de reacción de lixivia
ción neutra en donde se hace un ataque en presencia de
ácido de retorno de celdas.

La oxidación del hierro se efectúa -
por adición de dióxido de manganeso en la criba de ácido
de cabeza (es decir, directamente antes de entrar en la
lixiviación neutra) y por inyección de aire en los tan-
ques de reacción de la lixiviación neutra.

La acidez de la solución al final de
la lixiviación neutra es suficientemente baja para evitar
que unas impurezas vayan a la sección de purificación. En
efecto, merced a la oxidación del hierro de Fe^{3+} (férrico)
y al pH alto (5.2) la precipitación del $Fe(OH)_3$ se asegu-
ra así como la precipitación, al mismo tiempo de la del
hierro, de los elementos tales como el As, Ge, etc.

Desde los tanques de lixiviación, la
solución corre a los espesadores junto con la solución que
proviene de la cuarta purificación.

El flujo superior de los espesadores
de la lixiviación neutra se bombea hacia la sección de pu-
rificación y el flujo inferior se bombea a los tanques de
lixiviación ácida caliente (H.L.).

LIXIVIACION ACIDA:

En las etapas de lixiviación ácida, el residuo neutro se ataca en dos etapas a contracorriente.

Son las etapas de lixiviación ácida caliente (1ra Etapa) y superácida caliente (2da Etapa). El retorno de celdas se introduce calentando en la etapa de lixiviación superácida caliente.

Se añade ácido sulfúrico concentrado durante esta etapa de lixiviación superácida para compensar las pérdidas de iones sulfatos que ocurren durante la precipitación de la jarosita.

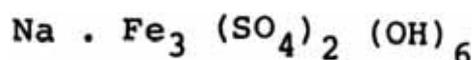
El residuo de plomo insoluble que resulta de esta lixiviación ácida caliente se filtra por filtros de tipo tambor y el residuo se neutraliza con cal.

Como el flujo superior del espesador de la primera etapa de lixiviación caliente tiene una acidez alta, se bombea a los tanques de precipitación de la jarosita. El flujo superior del espesador de la lixiviación ácida caliente se caracteriza por su contenido alto de hierro (20 a 30gr/lit) y una acidez bastante alta (50 a 60 gr/lit H₂SO₄). Este flujo superior se envía a la precipitación de la jarosita.

PRECIPITACION DE LA JAROSITA (PRIMERA Y SEGUNDA ETAPA):

El proceso de Jarosita se basa en la eliminación del hierro férrico, bajo la forma de un sulfato básico.

En el presente caso, en NaOH fue escogido para precipitar la jarosita, que tenga la fórmula:



La precipitación de la jarosita se obtiene en dos etapas, NaOH se añade en ambas de éstas.

Durante la primera etapa, se añade calcina para que se termine la reacción con una acidez relativamente alta (20 a 25 gr/lit H₂SO₄). La combinación de esta acidez relativamente alta y de una temperatura alta (95°C) permite llegar a una recuperación del zinc contenido en la calcina y limita así las pérdidas. Sin embargo, como una acidez alta no es favorable a la precipitación de la jarosita, una segunda etapa es necesaria para que se elimine todo el hierro neutralizando la solución.

La primera etapa de precipitación de la jarosita recibe la solución principal de Fe³⁺, que viene de la lixiviación ácida caliente, pero recibe igualmente el flujo inferior del espesador de la segunda etapa de precipitación de la jarosita. Este flujo inferior contiene jarosita que favorecerá la germinación en la primera etapa, pero contiene también el exceso de calcina de la segunda etapa. Después de la decantación, los lodos de

la primera etapa de precipitación se filtrarán por un filtro de tipo PRAYON.

CUARTA PURIFICACION:

El flujo superior de la segunda etapa de precipitación de la jarosita se bombea hacia la cuarta purificación en donde el hierro (Fe^{2+}), que no habría sido precipitado en la jarosita, se elimina. Eso se realiza por la oxidación de la solución en medio prácticamente neutro (pH 5.2). La oxidación se hace por aire comprimido para que el Fe^{2+} se vuelva Fe^{3+} y la neutralización se efectúa por adición de calcina.

2.1.1.4 Sección 50: Planta de Purificación

Para conseguir una buena purificación, la solución neutra debe ser de calidad apropiada y suficientemente clara.

Evidentemente, uno debe evitar la reducción y redisolución de impurezas precipitadas durante la lixiviación neutra, tales como Fe, Al, Sn ...

Calidad de solución requerida en el flujo superior neutro:

- a) Sólidos < 0.5 gr/lt
- b) Fe^{2+} < 5 mgr/lt
- c) Fe_{total} < 15 mgr/lt
- d) Sb. y As < 1 mgr/lt
- e) PH $\in [5; 5.5]$

La purificación tiene por objeto de reducir las impurezas contenidas a valores extremadamente bajos, a fin de obtener en la electrólisis un buen rendimiento de la corriente y una calidad de Zinc S.H.G.

Esto puede realizarse en dos etapas.

Decantación de los Lodos Blancos

Antes de alimentar la casa de electrólisis, la solución purificada se decanta en la cuba de lodos blancos.

Los lodos blancos contienen sulfato básico de Zinc, impurezas tales como: Ge y Sb, coprecipitados, así como finas partículas de sólidos decantados.

Purificación en Frío

Ella consiste en una precipitación de Cu, Cd, Te, As y parcialmente de Sb, Co y Ni mediante polvo de Zinc.

La solución debe filtrarse y el filtrado se bombea hacia la purificación en caliente.

Purificación en Caliente (90°C)

La cementación de las demás impurezas (Ni, Co, Sb) se obtiene tras de haber acondicionado la solución mediante una adición de polvo de Zinc y de Sb_2O_3 . Durante una larga parada (de varias horas), las cubas deben vaciarse, en efecto, una demasiada larga re-

tención en la purificación en caliente, provoca la redisolución de impurezas, tales como el Co y una oxidación del Zinc por hidrólisis, lo que produce sales básicas y entraña una filtración difícil.

La solución debe filtrarse cuidadosamente y controlar, también, su calidad. Un contenido de 0.15 mg/l de Co y de 0.01 mg/l de Sb, muestra que esta operación ha sido hecha correctamente.

Decantación de los Lodos Blancos

Antes de alimentar la casa de electrólisis, la solución purificada se decantará en la cuba de lodos blancos.

Los lodos blancos contienen sulfato básico de Zinc, impurezas tales como Ge y Sb coprecipitados, así como finas partículas de sólidos decantados.

Repulpado y Filtración de los Cementos de Purificación

La Primera Etapa.- (Repulpado de los lodos de purificación en frío) tiene por objeto de poner el zinc y el cadmio en solución y obtener un residuo de cobre.

La Segunda Etapa.- (Repulpado de los lodos de purificación en caliente) tiene por objeto de recuperar el exceso de zinc necesario a la cementación de Co.

Una parte de solución de zinc retorna al ácido de cabeza de la lixiviación y la otra sirve -

para descargar la torta de los filtros automáticos de la purificación en frío.

2.1.1.5 Sección 70: Planta de Electrodeposición

La casa de celdas está diseñada para producir 111,171 toneladas por año de zinc de cátodo para una producción de 101,500 toneladas por año de desbastes de Zinc. Esta producción está basada en una densidad media de corriente de 426 Amp/m^2 .

El manejo de cátodos es semi-automático, incluyendo la eliminación y la sustitución de cátodos desde y hacia las celdas, el transporte de cátodos, el deslaminado y el cepillado de cátodos, el apilamiento y el pesaje de las placas de zinc de cátodo.

Están previstas 232 celdas en 8 filas, con un contenido de 49 ánodos y 48 cátodos en cada una de las celdas.

El servicio de la casa de celdas comienza con la torre de refrigeración para la solución purificada y termina con el transporte de pilas de placas de zinc, mediante montacargas desde las descortezadoras hasta el departamento de fusión.

El servicio de la casa de celdas incluye el transporte de ánodos al área de limpieza y colada de ánodos y viceversa.

Descripción

En la casa de celdas, el zinc es extraído electrolíticamente de la solución purificada y depositado en cátodos de aluminio. Las celdas electrolíticas están dispuestas en dos grupos, cada uno con 4 filas.

Cada uno de los grupos es alimentado por un transformador/rectificador mediante barras colectoras de Al y Cu. Las celdas son conectadas en serie en cada uno de los grupos, mientras que el sistema de ánodo/cátodo en cada una de las celdas se encuentra en paralelo.

El electrolito es distribuido a las celdas mediante canales de polyester reforzado por fibras de vidrio y tubos flexibles de cloruro de polivinilo.

El electrolito de retorno se derrama de las celdas a las tuberías y es colectado en tanques de circulación, uno al final de cada fila de celdas.

El electrolito caliente es bombeado desde los tanques de circulación hacia las torres de refrigeración que se encuentran dispuestas sobre el techo.

El electrolito refrigerado es retornado desde las torres de refrigeración a las celdas mediante un sistema de canales.

Cada 48 horas, los cátodos son retirados de las celdas, y su depósito de zinc es hojado. El zinc de cátodo así obtenido es apilado y transportado me-

diante montacargas a la sección de fusión y de colada.

Los ánodos son retirados periódica - mente para limpiarlos y aplanarlos.

El procedimiento es mecanizado, pero no automatizado; tratándose de una cantidad pequeña compa rada con el manejo de cátodos.

Una cantidad pequeña de ánodos es re tirada continuamente del servicio y sustituída por ánodos colados nuevamente.

2.1.1.6 Sección 81: Planta de Fusión y Moldeo

La Planta de Fusión y de Colada de Zinc consiste en un horno de fusión y una máquina de cola da, con una sección asociada para desprender escorias pa ra la alta calidad/barras de aleación.

El horno de fusión también alimenta el sistema limítrofe de colada de arco de bloques, una má quina de bolas de zinc y un horno de colada para la Plan ta de Zinc de polvo.

El horno de fusión es del tipo de inducción con bobinas refrigeradas por aire. Los gases del humo procedente del horno son pasados a la atmósfera por medio de un filtro de mangas.

El horno de fusión tiene una capaci dad de fusión de 20 Ton/hr. El horno es alimentado por

una puerta especial que recibe pilas de placas de cátodos deshojadas mediante montacargas desde el almacenamiento - límite de placas. Cada vez es introducida una pila en una de las entradas de alimentación del horno de fusión.

El ciclo es iniciado por el operador del montacarga.

Los parámetros básicos de control son: la temperatura del baño de zinc en el horno y la altura de las placas de cátodos en cada una de las entradas de alimentación. Las placas en las entradas de alimentación bajan debido a la gravedad fundiéndose las placas del fondo.

El zinc fundido es conducido mediante bomba y canales:

- a la máquina de colada de barras para la producción de barras de alta calidad;
- o a los moldes para jumbos para la producción de lingotes de alta calidad;
- o al horno para la producción de bolas de zinc;
- o para la alimentación del horno de conservación de calor para zinc en polvo.

El horno es capaz de suministrar zinc fundido a los moldes para jumbos, como alternativa a la colada de zinc o a las otras alternativas.

Siete moldes refrigerados por agua, cada uno produciendo un bloque de zinc de una tonelada métrica, están dispuestos en un arco doble. Un canal telescópico giratorio distribuye el metal bajo dirección manual.

Ganchos fáciles de ser retirados son colados en el lado de los bloques para facilitar la descarga de bloques del molde mediante la grúa. Dichos ganchos de acero serán retirados después de su utilización. El fondo del bloque tiene una forma que permite que el bloque sea tomado por montacargas (estibadores con horquillas). Está prevista una instalación para producir bolas de zinc. La máquina coladora para bolas de zinc tiene una capacidad de colada de 1.5 ton/hr de bolas de zinc. Cada bola pesa 0.5 kg.

2.1.2 Secciones Secundarias de Refinación del Zinc

Son aquellas plantas adicionales, donde se consiguen otros productos o que sirven para completar los procesos principales. Ver Plano N°01 y son:

2.1.2.1 Sección 30: Planta de Acido Sulfúrico

A la entrada de la instalación de de puración húmeda, los gases procedentes de la tostación y que están a una temperatura de 350°C contienen polvos: anhídrido sulfúrico, compuestos fluorados, ácido clorhídrico y mercurio.

La depuración húmeda tiene por objeto eliminar aquellas impurezas de los gases y enfriarlos a la temperatura necesaria para el secado posterior.

Descripción del Proceso

En la torre vacía los gases se riegan a contracorriente por pulverización fina de una solución de ácido sulfúrico débil, cuya concentración varía en función del SO_3 libre contenido en los gases. El contacto íntimo del gas y de los polvos con el líquido dividido en gotitas finas asegura la fijación de una gran parte de las partículas sólidas y el enfriamiento de los gases por evaporación parcial del agua. Los gases salen de la torre vacía a unos 62°C .

El líquido de lavado fluye por gravedad fuera de la torre en un tanque de bombeo y recircula en la torre mediante bombas horizontales. Una toma permanente de líquido (conteniendo al menos la cantidad de polvos llevados por los gases) se efectúa antes del tanque de bombeo y es dirigido hacia el decantador donde los polvos sedimentan formando un lodo concentrado.

El líquido clarificado rebosando del decantador retorna al tanque de bombeo.

El techo de la torre vacía se enfría por circulación exterior de agua que luego se envía a la torre de enfriamiento.

Después de pasar en la torre vacía, los gases sulfurosos se dirigen hacia la parte inferior de la torre refrigerante, donde también se riegan a contracorriente por pulverización fina de solución de ácido sulfúrico débil. Esta torre se equipa con cuerpos de relleno tipo "sillas intalox 3" destinados a aumentar la superficie de contacto entre gases y solución de ácido, asegurando así un buen enfriamiento y lavado de los gases. El fluor presente en los gases se fija sobre los cuerpos de relleno en arenisca y los corroe muy lentamente. Al enfriarse los gases condensan una cantidad de agua superior a la evaporada en la torre vacía. Se manda el rebose de la torre de enfriamiento hacia el tanque de bombeo de la torre vacía. Continuamente se recircula la solución de ácido de riego en la torre por medio de dos bombas centrífugas horizontales y se enfría por intercambiadores de calor tubulares en grafito.

Luego los gases lavados y enfriados a unos 35°C atraviesan un grupo de filtros electrostáticos fríos, en los cuales las finas gotitas de ácido sulfúrico y los polvos residuales se eliminan por pasaje del flujo gaseoso en un campo electrostático creado por corriente continua de alto voltaje. Los condensados fluyen continuamente hacia el tanque de bombeo de la torre vacía.

Finalmente, los gases que salen de los electrofiltros atraviesan un deshumecedor destinado

a captar las últimas gotas del líquido recogido.

A la salida de éste, los gases aparecen claros a la vista y listos para ser tratados en la instalación de contacto.

El circuito de las aguas de lavado - presenta un balance de agua excedente constituido por el agua condensada durante el enfriamiento de los gases, por el agua de enfriamiento del techo de la torre vacía, y por el agua inyectada a las empaquetaduras mecánicas y a las juntas de aguas. Esta agua excedente, saturada en SO_2 , - deja el circuito por el rebosadero del tanque de bombeo y se desgasifica por corriente de aire fresco aspirada gracias a la depresión existente a la entrada de los electrofiltros antes de llegar a la fosa de colecta de los efluentes.

2.1.2.2 Sección 60: Planta de Cadmio

La solución de Cadmio proveniente del repulpado en la torta de Cu y Cd de la purificación (sección 50) se trata en cubas con polvo de zinc para cementar el cadmio y producir una "esponja".

La esponja se lixivia en cubas con solución de ácido sulfúrico para disolver el cadmio.

Se filtra la pulpa obtenida y entonces se trata la solución con polvo de Zinc, para eliminar las impurezas contenidas en ella, tales como Zn, Ca, Ni.

Se recicla la torta y se lixivia para recuperar el cadmio residual y favorecer el ataque de la esponja fresca (gracias al alto contenido de cobre de esta torta).

La purificación de la solución cadmífera se opera por adición de unos kilogramos de polvo de zinc. Se filtra la suspensión, se recicla la torta de lixiviación y se almacena la solución cadmífera pura antes de la precipitación del cadmio.

Se precipita por adición de una cantidad determinada de polvo de zinc diluida en agua en la solución cadmífera de la cual se habrá previamente fijado el contenido a 50 gr/l de cadmio.

El volumen de solución tratada y la acidez se fijan igualmente para obtener una calidad constante de esponja de cadmio. La cantidad de polvo de zinc necesaria se aproxima de la cantidad estequiométrica.

Después de agitar, se deja decantar la suspensión. Se evacúa la esponja por el fondo de la cuba de cementación y se recupera en un tanque de almacenaje. El cemento se comprime en dos prensas hidráulicas para hacer pastillas de 100 mm de diámetro y 500 grs de peso. Se remojan las pastillas en una solución de soda cáustica y se funden en el horno. A continuación se cue-
lan las bolas y barras. La solución agotada recuperada -

en la cuba de cementación es tratada con una pequeña cantidad de polvo de zinc para recuperar el cadmio residual. Se filtra la suspensión, la torta retorna en lixiviación y se almacena la solución en la cuba antes de enviarla nuevamente a la lixiviación de las calcinas (Sec. 40) o eventualmente en la purificación (Sec. 50) en caso de aumento del contenido de Ni.

2.1.2.3 Sección 82: Planta de Molienda del Espumado

La instalación de tratamiento de Espumado recibirá éste procedente de los hornos de fusión de cátodos. Los pedazos gruesos y el metal serán retirados sobre una parrilla de descarga y serán retornados para refusión.

El espumado es alimentado al molino de bolas, con una temperatura máxima de 100-110°C.

Al final del ciclo de molienda, los componentes metálicos gruesos que aún están en el molino de bolas son descargados y retornados para refusión.

El material fino que contiene zinc metálico, óxido de zinc y compuestos de cloruro es llevado en el flujo de aire procedente del molino de bolas. Este material es recogido en un filtro de mangas y llevado al área de tostación para ser añadido a la alimentación de concentrados.

2.1.2.4 Sección 83: Planta de Polvos de Zinc

La Planta de polvos de Zinc, recibe Zinc fundido de la sección 81, del horno de fusión de cátodos, siendo atomizado mediante aire comprimido para obtener polvo.

La granulometría del zinc en polvo es una función de los siguientes parámetros principales:

Temperatura de zinc en los crisoles

- Altura de Zinc en los crisoles

Diámetro del flujo atomizador de zinc

- Presión del aire atomizador

El polvo es colectado en cámaras de sedimentación y en un filtro de mangas.

El polvo recogido de las cámaras de cribado. Junto con el polvo procedente del filtro de mangas, se obtiene las fracciones finas e intermedias para la purificación del electrolito; mientras que el polvo de mayor fracción es refundido.

2.1.2.5 Sección 90: Plantas Auxiliares

Estas plantas auxiliares, suministran adecuadamente los fluidos: aire, vapor, agua y electricidad.

Sección 91: Agua.- Ver plano N°03.

En esta sección se consiguen 3 calidades de

agua, siendo éstas: agua cruda, agua potable y agua desmineralizada.

. Agua Cruda.- Es el agua del río Rímac prese dimentada, coagulada, sedimentada, filtrada y clorada.

Se utiliza para los diferentes procesos de la planta, regadíos, línea contraincendio y como materia prima de los siguientes tipos de agua: potable, enfriamiento y desmineralizada.

Agua Potable.- Esta agua sirve para el consumo humano (comedores, servicios higiénicos, etc.) y como materia prima para el agua desmineralizada.

. Agua Desmineralizada.- Sirve para alimentar a 3 calderas (1 principal de recuperación y 2 auxiliares).

Sección 92: Vapor.-

Cuenta con 2 calderas auxiliares: Una de 1,800 HP, la cual entra en servicio cuando por cualquier motivo la caldera de recuperación La Mont de la sección 20 sale fuera de servicio. La otra (800 HP) trabaja de punta, es decir, cuando la caldera La Mont o la primera auxiliar no satisfacen a plenitud los requerimientos de las secciones consumidores de vapor. Este vapor se utiliza principalmente para el calentamiento de soluciones de ciertos procesos.

Energía Eléctrica.-

En caso de ocurrir cualquier interrupción de energía eléctrica por parte de Electrolima y para conservar ciertos equipos críticos (evitar: escarchamiento del horno de zinc, solidificación de soluciones, recalentamiento, accidentes, etc.) se cuenta con un Grupo Diesel - de emergencia de 4,000 KW en los bornes de un generador eléctrico.

Sección 93: Agua de Enfriamiento.-

El agua de enfriamiento es producto del agua cruda con reactivos químicos y sirve para refrigerar los equipos y ciertas soluciones que necesitan enfriarse de la planta, es de circulación abierta con tratamiento químico.

Sección 94: Aire.-

Una sala de 5 compresoras de aire y 2 deshumecedores, produciendo 2 tipos de aire: industrial y de instrumentación, el primero va directamente en el proceso y el segundo para accionar los diversos instrumentos de la planta, éste es un aire deshumedecido.

2.1.3 Compresoras de Aire

2.1.3.1 Principios de Funcionamiento

Los procesos en el compresor de aire son politrópicos, lo que significa que la temperatura se incrementa con la relación de compresión.⁴

El trabajo de compresión aumenta a medida que se eleva la temperatura. Con objeto de limitar la temperatura y mejorar en consecuencia el rendimiento de la compresión, normalmente entre etapas se debe refrigerar el aire.

La compresión multietápica incrementa también el rendimiento volumétrico, a la vez que la relación de compresión sobre la primera etapa disminuye.

La refrigeración intermedia es perfecta cuando la temperatura del aire a la salida del refrigerador posterior es igual a la temperatura del aire en la aspiración. Cuando la refrigeración intermedia es perfecta, el consumo de potencia mínimo se consigue si las relaciones de compresión en todas las etapas son iguales. Incrementando el número de etapas de compresión, la aproximación a la isoterma es mayor.¹

Por una parte, el rendimiento de la compresión se incrementa; pero por otra el compresor se hace más caro y complicado.

2.1.3.2 Refrigeración entre Etapas

Con objeto de disipar el calor de compresión, es normal el enfriamiento de los cilindros del compresor, las etapas de cilindro y cualesquiera otras su superficies que puedan estar afectadas por la temperatura, tanto como sea posible. Sin embargo, la refrigeración del aire entre etapas de compresión es el medio más import tante para controlar la temperatura.

Para llevar a cabo el anterior propó sito se utiliza el refrigerador intermedio, que puede ser enfriado por aire o por líquido.

Para compresores de tamaño relativamente grande también se utiliza la refrigeración por aire, en particular en instalaciones a la intemperie o en aquellos casos en que el calor generado pueda ser disipado fácilmente. La refrigeración por aire es la alternativa más adecuada porque elimina el problema de suministro de agua, los riesgos de congelación, etc.

Sin embargo, el diseño y fabricación de un enfriador intermedia que reduzca la temperatura del aire a los valores de la de aspiración, representa un pro blema difícil.

2.1.3.3 Tipos de Compresores

Los dos grupos básicos son: compresores de desplazamiento y compresores dinámicos. En los primeros el aumento de presión se consigue confinando un

volumen de gas en un espacio cerrado, donde posteriormente dicho volumen se reduce mediante una acción mecánica. De esta familia son los bien conocidos compresores de pistón alternativo y los compresores rotativos de tornillo.

Su capacidad no se ve afectada por la presión de trabajo (excepción hecha de los cambios debidos a fugas internas y rendimiento volumétrico). Algunos compresores de desplazamiento (los de tornillo, aletas, etc.), tienen una relación de presión fija (de diseño).

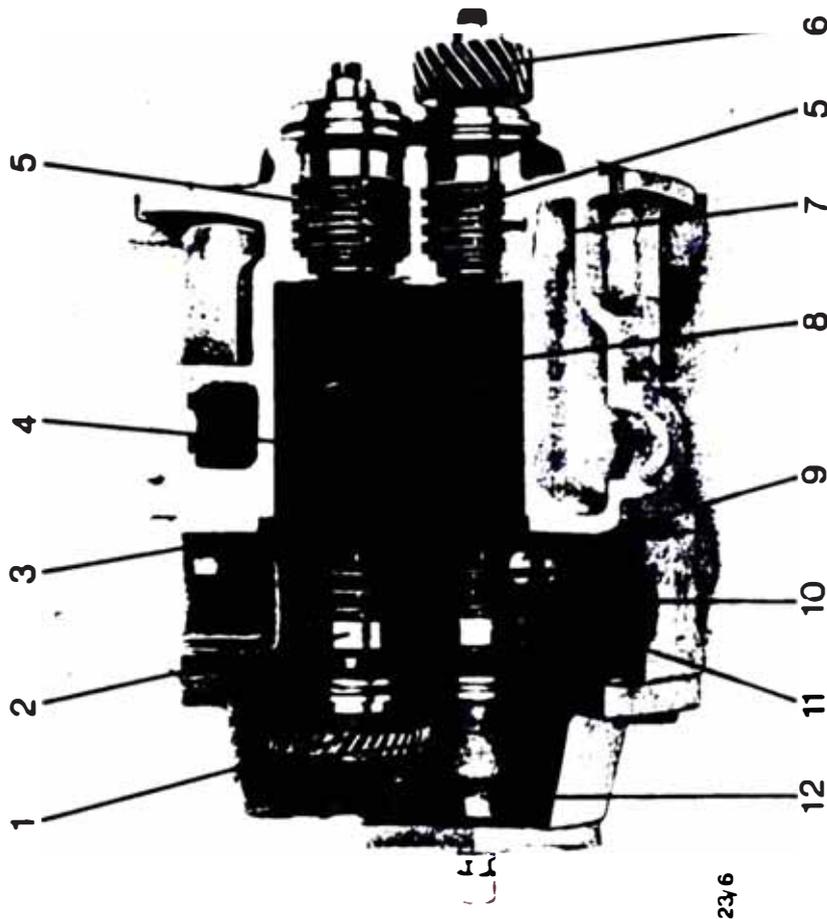
En un compresor dinámico el aumento de presión se obtiene comunicando energía cinética al flujo constante de gas y convirtiendo esta en energía de presión por medio de un difusor.

Pertenecen al grupo de compresores dinámicos los eyectores, los compresores centrífugos y los compresores axiales.

La capacidad de un compresor dinámico varía con la presión de trabajo.

2.1.3.4 Compresores de Tornillo

Este tipo de compresores son los que se encuentran en esta refinería de Zinc, ubicados en la sección 94.



23/6

- | | | |
|--|---|--|
| <ul style="list-style-type: none"> 1. Engranajes de sincronización 2. Cojinetes del rotor 3. Placa terminal 4. Rotor hembra 5. Conjuntos estancos | <ul style="list-style-type: none"> 6. Rueda del engranaje de accionamiento 7. Camisa de refrigeración 8. Rotor macho 9. Orificio de purga de salida de aire | <ul style="list-style-type: none"> 10. Orificio de salida de aceite, del elemento al cárter 11. Orificio de vaciado, de retorno del aceite del cojinete 12. Pistón equilibrador |
|--|---|--|

Fig. N°1: Compresor de Tornillo de ZR5 A.

Los compresores de tornillo son máquinas de desplazamiento positivo con una determinada relación de compresión.

La carencia de válvulas de aspiración e impulsión y la inexistencia de fuerzas mecánicas desequilibradoras, hacen que el compresor de tornillo pueda funcionar a elevadas velocidades. En consecuencia combina una elevada capacidad con reducidas dimensiones. Los compresores de tornillo del tipo seco utilizan engranajes de sincronización externos para los rotores macho y hembra. Al no haber contacto entre rotores ni entre estos y la carcasa, no se necesita ningún tipo de lubricación dentro de la cámara de compresión. El aire suministrado está libre de aceite. Ver Fig. N°1

Para mantener el rendimiento del compresor en pequeñas capacidades se necesitan velocidades de eje muy elevadas. Sin embargo, inyectando aceite en la cámara de compresión se puede utilizar velocidades más reducidas. El aceite inyectado cumple tres funciones:

- cerrar las holguras internas
- enfriar el aire durante la compresión
- lubricar los rotores.

La lubricación interna hace posible prescindir de los engranajes de sincronización. El aceite inyectado se recupera y recircula después de la compresión. Debido a que la temperatura del aceite puede

mantenerse en un nivel bajo, se puede recuperar en la práctica, todo el aceite. La recuperación del aceite se realiza en dos etapas: en primer lugar en un separador mecánico; a continuación en un filtro desoleador montado en el interior del depósito de aire. Por regla general, la inyección se realiza utilizando la presión del aire de descarga. Se emplea una válvula de presión mínima para asegurar la presión en el aceite de inyección aunque la presión de salida descienda.

Los primeros compresores de tornillo de inyección de aceite fueron aplicados a unidades transportables. El desarrollo de un nuevo perfil de rotor, de mejor rendimiento, ha hecho posible su utilización en unidades estacionarias.

Una versión moderna utiliza inyección de agua para conseguir aire exento de aceite. Los inconvenientes son que el interior del compresor ha de protegerse contra la corrosión, y la complejidad del sellado entre la cámara de compresión y las zonas lubricadas, tales como los rodamientos.

La regulación de capacidad o la descarga en los compresores de tornillo normalmente se consigue mediante una válvula que corta o restringe la entrada de aire a la máquina.

La tubería de descarga está dotada -

con un válvula unidireccional que se cierra cuando cesa el suministro de aire.

Cuando se estrangula el paso de entrada, el aire pasa del lado de aspiración con objeto de impedir que el compresor funcione como bomba de vacío.

La capacidad del compresor puede variarse también por cambio de velocidad del motor.

La válvula de no retorno montada en la tubería de descarga sirve para que el compresor no trabaje como un motor, por efecto del aire a presión del depósito y la red, cuando el compresor se para.

2.1.4 Tratamiento de Aguas Industriales

2.1.4.1 Fuentes de Agua

Las fuentes de agua son las siguientes:

- Aguas subterráneas: agua de pozo, manantiales
- Aguas superficiales: río, lago, mar.
- Precipitaciones: lluvia.

Las aguas subterráneas generalmente son más duras y su composición depende de los terrenos que recorren.

Las aguas superficiales tienen mayor contenido de oxígeno disuelto y de sólidos suspendidos. También contienen organismos biológicos: micro y macroorganismos según la fuente. La calidad de estas aguas varía generalmente con la estación y en algunos casos con la hora del día. En el caso de los ríos la composición química del agua va variando a lo largo de su recorrido dependiendo de los terrenos que recorre y los efluentes que recibe.

El agua de lluvia está libre de sólidos totales disueltos; contiene gases disueltos: saturada con oxígeno en zonas rurales y con otros gases corrosivos (H_2S , NO_2 , CO_2) en zonas industriales. En las zonas rurales puede tener algo de sólidos suspendidos si hay polvo en el ambiente.

2.1.4.2 Contaminantes en el Agua⁶

CUADRO 2.1

CONTAMINANTES SOLUBLES

CLASE 1 Componentes primarios-Generalmente encima de 5 mgr/lt

Bicarbonato	Magnesio	Sodio
Calcio	Materia orgánica	Sulfato
Cloruro	Sílice	Sólidos totales disueltos

CLASE 2 Componentes secundarios-Generalmente por encima de

0.11 mgr/lt

Amoniaco	Hierro	Potasio
Borato	Nitrato	Estroncio
Fluoruro		

CLASE 3 Componentes terciarios-Generalmente por encima de

0.01 mgr/lt

Aluminio	Cobre	Fosfato
Arsénico	Plomo	Zinc
Bario	Litio	
Bromuro	Manganeso	

CLASE 4 Componentes traza-Generalmente menos de 0.01 mgr/lt

Antimonio	Cobalto	Estaño
Cadmio	Mercurio	Titanio
Cromo	Níquel	

CLASE 5 Componentes transitorios

Acidez-Alcalinidad

CUADRO 2.2

CONTAMINANTES INSOLUBLES

CLASE 1 SOLIDOS

Flotantes

Sedimentales

En suspensión

CLASE 2 ORGANISMOS MICROBIANOS

Algas

Bacterias

Hongos

Virus

2.1.4.2.1 Componentes Primarios

Incluye sólidos disueltos en concentraciones mayores de 5 mg/l, frecuentemente, - varios órdenes de magnitud por encima de este nivel.

a) Bicarbonato (HCO_3 - Peso molecular 61)

El ión bicarbonato es el principal componente alcalino de casi todas las fuentes de agua. Generalmente se encuentra dentro de la concentración de 5-500 mg/l - como CaCO_3 .

La alcalinidad es importante en el agua concentrada en las calderas y enfriada en los sistemas de refrigeración evaporativos. El agua de alimentación de estos sistemas se debe tratar muy a menudo para reducir la alcalinidad, bien sea por ablandamiento con cal o

por adición directa de ácido.

b) Calcio (Ca^{+2} - Peso atómico 40)

El calcio es el principal componente de la dureza del agua. 5-500 mgr/lt como CaCO_3 (2-200 mgr/lt como Ca.)

El calcio es factor principal al determinar el Índice de Estabilidad. Con frecuencia es necesario reducir el calcio al tratar el agua de alimentación de torres de refrigeración. A menudo se requiere una eliminación completa en muchas operaciones industriales, particularmente en el agua de alimentación de calderos, operaciones de acabados textiles y en la limpieza y lavado en operaciones de acabado de metales.

La dureza cálcica se puede reducir a un nivel mínimo de 35 mgr/lt como CaCO_3 por ablandamiento en frío con sosa y cal, y menos de 25 mgr/lt por ablandamiento en caliente con sosa y cal. Por los métodos de intercambio catiónico se reduce a menos de 1 mgr/lt.

c) Cloruro (Cl - Peso atómico 35.5)

Como casi todos los cloruros son muy solubles en agua, el ión cloruro es frecuente en los abastecimientos de agua fresca, dentro del intervalo de 10-100 mgr/lt. El agua de mar contiene 30,000 mgr/lt como NaCl.

El intercambio aniónico es el único procedimiento químico

co capaz de eliminar cloruros del agua; sin embargo, los procesos físicos, como la evaporación y la ósmosis inversa, pueden separar un agua de alimentación en dos corrientes, una con un contenido reducido en cloruros y la otra con un contenido aumentado.

d) Magnesio (Mg^{+2} - Peso atómico 12,1)

La dureza magnésica del agua es normalmente un tercio de la total, las dos terceras partes que quedan corresponden a la dureza cálcica. El intervalo típico del magnesio oscila entre los 10 y los 50 mgr/lt (alrededor de 40-200 mgr/lt como $CaCO_3$, se debe eliminar juntamente con el calcio, cuando se necesita agua ablandada para alimentación de calderas u otros diversos procesos.

Se puede eliminar por ablandamiento con cal hasta un nivel de 30-50 mgr/lt como $CaCO_3$ en frío ó 1-2 mgr/lt como $CaCO_3$ en caliente. También se reduce por intercambio iónico hasta menos de 1 mgr/lt como $CaCO_3$.

e) Materia Orgánica (Carbono, C^{+4} - Peso atómico 12)

Ciertos materiales orgánicos son realmente solubles, pero otros muchos se hallan presentes en forma coloidal y se pueden eliminar por coagulación, generalmente. La coagulación con alumbre, a un pH 5-6.0. reduce el color a menos de 5 unidades APHA.

La materia orgánica se puede eliminar por tratamiento

con carbono activo, procedimiento practicado ampliamente en plantas municipales de tratamiento, cuando causa problemas de sabor y olor en las aguas tratadas.

La materia orgánica no puede tolerarse en las aguas municipales principalmente por razones estéticas. Puede ser molesta en los abastecimientos industriales por inferir los procesos de tratamiento. Es el factor principal que ensucia las resinas de intercambio iónico, - degradando la calidad del agua desmineralizada y requiriendo cambiar las resinas con mayor frecuencia.

f) Sodio (Na^+ - Peso atómico 23)

Las sales de sodio son muy solubles en agua, aunque algunos compuestos minerales no lo son. En agua dulce - su intervalo es normalmente 10-100 mgr/lt (alrededor de 20-200 mgr/lt como CaCO_3).

El único proceso químico para eliminar el sodio es el intercambio catiónico.

g) Sílice (SiO_2 - Peso molecular 60,)

La sílice se presenta en casi todos los minerales, y - en el agua fresca dentro del intervalo 1-100 mgr/lt.

La sílice se considera como coloide, porque su reacción con adsorbentes como MgO y $\text{Fe}(\text{OH})_3$ muestra características similares a los coloides típicos.

La sílice es problemática a altas concentraciones en la alimentación de torres de refrigeración, debido a la incertidumbre de sus límites de solubilidad.

También es problemática en aguas de alimentación de calderas, no sólo porque puede formar incrustación en la misma caldera, sino también porque se volatiliza a temperaturas altas y se vuelve a depositar en las paletas de las turbinas. Los procesos de tratamiento que eliminan sílice son la adsorción en los precipitados de magnesio en la operación de ablandamiento con cal la adsorción en el hidróxido férrico en procesos de coagulación que utilizan sales de hierro, y el intercambio Aniónico en procesos de desmineralización.

h) Sulfato (SO_4^{-2} - Peso molecular 96.)

Su intervalo típico es 5-200mgr/lt. El límite máximo - recomendado en aguas potables es 250 mgr/lt, basado en el gusto y en su posible efecto catártico, Como el sulfato de calcio es relativamente insoluble - menos de 2,000mgr/lt, el sulfato puede ocasionar problemas en aguas que se concentran con elevado contenido en calcio como en los sistemas de evaporación. Los niveles altos en sulfato se pueden reducir apreciablemente por tratamiento con cal ó cal-aluminato. También se puede reducir por intercambio aniónico.

i) Sólidos disueltos totales

Constituye toda la suma de todo el material disuelto en agua. Su intervalo normal es de 25-5000mgr/lt. El límite recomendado para el abastecimiento público, basado en la potabilidad, se fija en 500mgr/lt. El principal efecto de los sólidos disueltos en los procesos industriales es limitar la concentración del agua antes de ser desechada. Las altas concentraciones afectan al gusto de las bebidas. La conductividad eléctrica asociada tiende a acelerar los procesos de corrosión.

La reducción de sólidos, disueltos se realiza con la reducción de sus componentes individuales.

2.1.4.2.2 Componentes Secundarios

Generalmente se hallan presentes en concentraciones superiores a 0.1mgr/lt y ocasionalmente en el intervalo 1-10 mgr/lt.

a) Amoniac (NH_3 - Peso molecular 17)

El gas amoniac es extremadamente soluble en agua, reacciona con ella para producir hidróxido amoniac.

El intervalo de concentración típico en la mayoría de las fuentes de agua superficiales varia de 0.1 a 1.0mgr/lt, expresado como N. Algunas descargas industriales, como las de las plantas de coque, son altas en amoniac y explican la concentración de este elemento en algunas aguas superficiales.

La concentración de amoniaco no está limitada por normas de potabilidad. El amoniaco es corrosivo para las aleaciones de cobre, por lo que afecta a los sistemas de enfriamiento y a las aguas de alimentación de las calderas.

El amoniaco se puede eliminar mediante degasificación por intercambio catiónico y por adsorción de ciertas arcillas como la clinoptilolita.

b) Borato ($B(OH)_4$, compuesto de boro, Peso Atómico 10.8

Se encuentra en el agua como ácido bórico no ionizado pue de eliminar por intercambio aniónico y por adsorción.

c) Fluoruro (F^+ - Peso atómico 19)

Es habitual añadir fluoruro al agua municipal para producir una concentración residual de 1,5-2,5 mgr/lt, que es beneficiosa para el control de las caries dentales.

La precipitación con cal lo reduce a 10-20 mgr/lt. La concentración de fluoruro también se puede reducir por intercambio aniónico y por adsorción en fosfato cálcico e hidróxido de magnesio.

d) Hierro (Fe^{+2} y Fe^{+3} - Peso atómico 55 9)

En ausencia de oxígeno es muy estable en su forma reducida. Cuando es oxidado en el intervalo de pH 7-8.5, el hierro es casi completamente insoluble, y su concentración se puede reducir rápidamente a menos de 0.3 mgr/lt, -

máximo establecido para aguas potables.

Debido a que el hierro es un producto de corrosión de sistemas de tuberías de acero, el hierro encontrado en sistemas de distribución procede de esta fuente y no es debido al hierro dejado por los procesos de tratamiento de agua.

e) Nitrato (NO_3 - Peso molecular 62)

Su concentración en aguas potables esta limitada a 45 mgr/l por razones fisiológicas. El único procedimiento químico para eliminar nitrato es el intercambio aniónico.

El contenido en nitratos de aguas de pozo es apreciablemente superior al de las aguas superficiales.

f) Potasio (K^+ - Peso atómico 39.1)

Es de poca importancia en los abastecimientos de agua pública, o en las de uso industrial. Como el sodio, sólo se puede eliminar químicamente por intercambio Catiónico, o por procesos físicos, como la evaporación y la ósmosis inversa.

g) Estroncio (Sr^{+2} - Peso atómico 87,6)

El estroncio pertenece a la misma familia que el calcio y el magnesio. Se puede eliminar completamente por cualquier procedimiento de eliminación del calcio.

2.1.4.2.3 Componentes Terciarios

Este grupo incluye materia les encontrados generalmente en concentraciones por encima de 0.01 mgr/lt.

a) Aluminio (Al^{+3} - Peso Atómico 27)

En sistemas industriales, el arrastre del flóculo de alumbre de un clarificador puede causar problemas de depósitos, particularmente en sistemas de refrigeración, donde se aplican fosfatos para estabilizar el tratamiento. El aluminio que se encuentra en aguas tratadas procede de los residuos coloidales (alúmina Al_2O_3) de la coagulación del agua, si se ha utilizado alumbre o aluminato como coagulantes. Si los residuos son inadmisibles, se pueden eliminar por métodos de filtración.

El aluminio es anfótero, tal como muestran las curvas de solubilidad estando presente como Al^{+3} , o especies básicas inferiores, a pH bajo, y como Anión aluminato, a valores altos de pH.

Su carga fuertemente negativa a pH 10.0-10,5 explica la efectividad de aluminio sódico para precipitar la dureza magnésica, cuya carga es positiva a ese pH.

b) Arsénico (As- Peso Atómico 74.9)

La solubilidad del arsénico en agua es tan bajo que su presencia constituye un indicador de operaciones de minería o metalúrgica. En su forma coloidal, se puede

eliminar por tratamientos convencionales de agua. Las regulaciones oficiales limitan el contenido en los abastecimientos públicos a un máximo de 0.1mgr/lt de arsénico total. Si el material se presenta en la forma orgánica se puede eliminar por oxidación de la materia orgánica y la subsiguiente coagulación, o por un proceso de adsorción.

c) Bario (Ba^{+2} - Peso Atómico 137.3)

En las aguas naturales que contienen bicarbonato y sulfato, la solubilidad del bario es menor de 0.1mgr/lt y raramente se encuentra en concentraciones superiores a 0.05mgr/lt. Los tratamientos convencionales con cal dejan residuos bajos.

El bario queda limitado en las aguas potables a una concentración de 1mgr/lt como máximo.

d) Bromuro (Br^{-} - Peso Atómico 79.9)

El bromo se encuentra en el agua de mar en concentraciones de 65mgr/lt como ión bromuro. Alrededor de 0.05mgr/lt en el agua fresca puede indicar la presencia de aguas residuales industriales, posiblemente del uso de compuestos órgano-bromados, como biocidas o pesticidas.

e) Cobre Cu^{+2} - Peso Atómico 63.5)

Es frecuente que el cobre encontrado en el agua sea un producto de la corrosión del cobre o de tuberías de alea

ciones de este metal. También puede haber sido añadido deliberadamente como sulfato de cobre a los depósitos de aguas de suministro para el control de algas.

Las regulaciones de potabilidad limitan la concentración de los abastecimientos municipales a $1\text{mg}/\text{lt}$ como máximo. Si el agua de suministro es corrosiva respecto al cobre, las primeras extracciones a tomas de agua del suministro en tuberías que no se han utilizado en toda una noche pueden contener concentraciones relativamente altas, y la ingestión de esta agua puede causar vómitos de inmediato. En suministros industriales, la presencia de cobre puede ser problemática porque corroe el aluminio.

f) Plomo (Pb^{+2} - Peso Atómico 207.2)

La presencia de plomo en el agua fresca indica generalmente contaminación de desechos metalúrgicos o venenos industriales que contiene plomo, como el Arsenato de plomo.

La limitación del plomo en las aguas potables se ha establecido en $0.05\text{mg}/\text{lt}$, que se puede alcanzar fácilmente por métodos normales de FILTRACION. En las aguas de desechos, donde el plomo puede estar mezclado con la materia orgánica, se solubiliza y es necesario oxidar la materia orgánica para eliminarlo completamente.

g) Litio (Li^{+} - Peso Atómico 6.9)

Este elemento alcalino es escaso en la naturaleza, raras veces se analiza en el agua. No hay experiencias registradas de que sea de interés en suministros industriales o municipales.

h) Manganeso (Mn^{+2} , Mn^{+4} - Peso Atómico 54.9)

Puede encontrarse en aguas de pozos profundo en concentraciones altas, hasta 2-3 mgr/lt. También se encuentra acompañado al hierro en los drenados ácidos de minas. Las aguas residuales de operaciones metalúrgicas y de minería contienen frecuentemente manganeso.

Es un material difícil de tratar porque puede formar - una gran variedad de compuestos complejos, depende de su estado de oxidación, pH, equilibrio: bicarbonato carbonato-OH y de la presencia de otros materiales, particularmente el hierro.

Su concentración está limitada a un máximo de 0.05mgr/lt por las regulaciones de potabilidad.

Lo mismo que el hierro, en sistemas industriales, puede ser inconveniente particularmente en la manufactura textil o en el blanqueo de pasta de papel, ya que puede desprenderse pequeñas cantidades de manganeso depositado y dar lugar a productos coloreados que deben ser rechazados. Es necesario reducirlo a niveles bajos de hasta 0.01mgr/lt para ciertas operaciones de acabados textiles, el proceso convencional para eliminar

el manganeso por sí mismo es la oxidación, seguido de

elevación de pH hasta 9-9.5 y de retención durante 30 minutos en el recipiente de reacción, antes de proceder a la filtración. También precipita por adición continua de permanganato de Potasio precedido de una forma de zeolita al manganeso.

El material orgánico puede quedar manganeso en mayor cantidad que el hierro, por lo que, con frecuencia, es necesario destruir previamente la materia orgánica de los procesos de eliminación de manganeso.

i) Fosfato (PO_4^{-3} - Peso molecular 95,)

Los fosfatos pueden hallarse en el agua como HPO_4^{-2} y $\text{H}_2\text{PO}_4^{-}$ a pH más altos en la forma PO_4^{-3}

Los fosfatos se pueden reducir a niveles muy bajos por tratamiento con alumbre, aluminato sódico o cloruro férrico, por formación de precipitados insolubles de fosfato de aluminio y fosfato de hierro. También se pueden precipitar con cal a pH superior a 10 dejando residuos menores de 2-3 mgr/l en la forma de Hidroxiapatita; en sistemas de procesos en caliente, los resultados pueden ser menores de 0.5 mgr/lit.

Estos precipitados de fosfatos suelen ser coloidales, y para alcanzar los bajos residuos especificados hay que proceder a su filtración.

j) Zinc (Zn^{+2} - Peso

Se encuentra en raras ocasiones en concentraciones por encima de 1 mgr/lt, siendo su concentración típica aproximada de 0.05 mgr/lt. Como tiene un gusto astringente, su concentración en el agua pública esta limitada, a un máximo de 5 mgr/lt.

La presencia del zinc puede ser debida a la descarga de aguas residuales de operaciones de minería, metalúrgicas o de acabado de metales. También puede aparecer por la corrosión de tuberías de acero galvanizado. Con frecuencia se encuentra en los mismos inhibidores de corrosión y el efecto que produce en las tuberías de acero es similar al del galvanizado.

El zinc se puede eliminar por ablandamiento con cal, hasta residuos por debajo de 0.1 mgr/lt. También se utiliza el intercambio catiónico.

2.1.4.2.4 Componentes Traza

Los materiales de este grupo se encuentran generalmente en concentraciones por debajo de 0.01 mgr/lt.

2.1.4.2.5 Componentes Transitorios

Esta clase incluye componentes que cambian en concentración o actividad, no por dilución, disolución o precipitación, sino por cambios que pueden ser debidos a la actividad biológica, potencial de oxidación-reducción o degradación reactiva.

insolubles y puede esperarse que duren de 5-10 años.

A) Resinas catiónicas ciclo hidrógeno:



En esta ecuación la estructura de la resina es representada por R. generalmente no se muestra el radical activo; solamente.



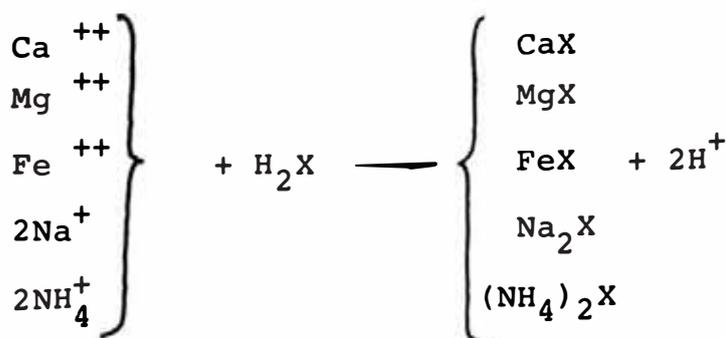
Cuando ocurre el desgaste (disminución del control del ión hidrógeno de la resina de intercambio), el intercambiador es regenerado mediante un lavado de ácido:



B) Resinas catiónicas ciclo sodio:



Un ejemplo más real, el cual ilustra una propiedad del intercambiador iónico llamada selectividad es el ciclo de hidrógeno (H-forma de intercambio) que procesa un agua característica que contiene una variedad de iones:



a) Acidez Alcalinidad

El dominio típico de casi todas las aguas naturales viene caracterizado por un pH de 6-8, motivado por la presencia de alcalinidad de bicarbonato y algo de CO_2 disuelto. Todas las aguas tienden a alcanzar este equilibrio es el resultado final de todas las reacciones químicas que causan la erosión de las rocas y de las reacciones de oxidación y reducción mediatizadas por los organismos acuáticos. Por esta razón las escasas corrientes que contienen acidez mineral libre tienden a neutralizarla por disolución de los componentes alcalinos de las rocas con las que entran en contacto.

Por otra parte, cuando el pH pasa de 8 y comienza a aparecer la alcalinidad del carbonato, se equilibra por reacción con el dióxido de carbono de la atmósfera de la respiración de la vida acuática.

2.1.4.3 Tratamiento de Aguas Industriales

Explicaremos 3 tratamientos principales de las aguas industriales:

Agua Potable

Agua Enfriamiento

Agua Desmineralizada

2.1.4.3.1 Agua Potable

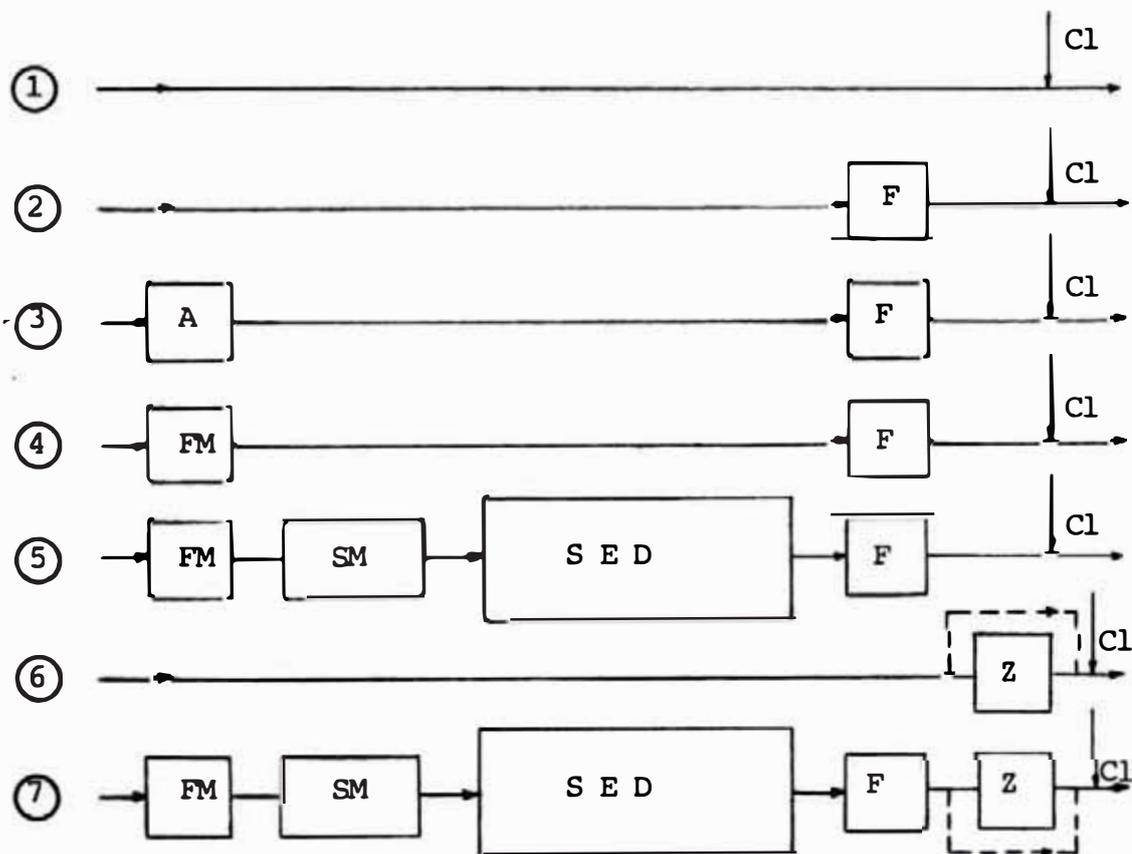
El tratamiento a aplicar para conseguir agua potable, depende de las característi-

cas de la fuente. Cada país, es responsable de examinar - la calidad de esta agua, tanto química como bacteriológica mente.

Se adjunta un cuadro 2.3 en el cual se muestran varios procesos usados de potabilización:

CUADRO N°2.3

ESQUEMAS SIMPLIFICADOS DE TRATAMIENTO DE AGUA POTABLE



LEYENDA: A = Aereador; F = Filtro; FM = Mezclador Rápido;
SM= Mezclador Lento; SED = Sedimentador;
Z = Zeolita; Cl = Clorinación

En la línea 1, el agua se esteriliza por clorinación.

En la línea 2, antes de la clorinación lleva un filtro, el cual sirve para atrapar los sólidos en suspensión.

En la línea 3, antes de la clorinación y filtración, lleva un aereador, el cual elimina el sabor, olor del agua y provoca la oxidación del hierro.

En la línea 4, a diferencia de la línea 3 en lugar del aereador lleva un mezclador rápido. Este proceso se aplica en aguas, que contienen sólidos en suspensión, bajos.

En la línea 5, se muestra primeramente un mezclador rápido, luego un mezclador lento y una poza de sedimentación la cual sirve para aliviar el filtro, después viene el filtro y finalmente el clorinador.

Este proceso se aplica en aguas que tienen valores significantes de sólidos en suspensión.

En la línea 6, el agua se ablanda con zeolita y luego se clorina. Este proceso se aplica en aguas claras y duras, típico del agua de pozo.

En la línea 7, este proceso es igual que la línea 5 agregándole antes de la clorinación un ablandador de zeolita.

En la refinera de zinc, - la planta de tratamiento de agua, lleva dos presedimentadores, 1 dosificador de coagulante, 3 floculadores, 4 sedimentadores, 6 filtros, 1 dosificador de cloro, y un mezclador rápido.

2.1.4.3.2 Agua de Enfriamiento

El agua de enfriamiento pasa a través de muchos tipos de equipos que tienen una característica común: todos ellos están diseñados para intercambiar calor de algún medio al agua de enfriamiento. El agua de enfriamiento debe ser tratada para:

Controlar formación de depósitos de tipo incrustante y/o por ensuciamiento.

Controlar la corrosión.

Controlar el crecimiento de microorganismos.

Un tratamiento de agua apropiado, eficiente y económico debe incluir un inhibidor de corrosión o de incrustación-clorinación reforzada con biocidas y un dispersante. Si el tratamiento es ácido (contra corrosión) no se usan inhibidores de incrustaciones; - en cambio, si es alcalino (contra incrustaciones) se requiere una ligera adición de inhibidor de corrosión, por seguridad.

El tipo de tratamiento se escoge en base a calidad del agua disponible, tipo de sistema de enfriamiento (abierto, cerrado, etc), contaminación ambiental, metalurgia de los equipos, condiciones del pro-

eso y principalmente consideraciones económicas.

a) Control de Incrustaciones y Ensuciamiento

Es absolutamente indispensable para mantener altos valores de transferencia de calor. Este control es más difícil en sistemas alcalinos cuando se trata de incrustaciones. El ensuciamiento puede deberse a sólidos suspendidos, materia orgánica y microbios.

Los polifosfatos controlan incrustaciones. Los poliolésteres, fosfonatos orgánicos naturales y poliacrilatos controlan incrustaciones y ensuciamiento microbiológico.

Entre los dispersantes orgánicos naturales y sintéticos se encuentra las ligninas sulfonadas, taninos y agentes surfactantes; dispersan óxidos y depósitos orgánicos. Los acrilatos dispersan arena, sedimentos, óxidos de fierro y depósito orgánico. Los fosfonatos y poliolésteros de fósforo dispersan el carbonato de calcio y sulfato de calcio.

b) Control de Corrosión

La secuencia de aplicación y desarrollo de inhibidores de corrosión ha sido:

- 1) Polifosfatos
- 2) Cromatos
- 3) Zinc-orgánico

- 4) Cromato Sinergizado
- 5) Fosfato estabilizado
- 6) Fosfato orgánico

Los polifosfatos presentan el problema de reversión a ortofosfatos produciéndose incrustaciones muy adherentes de fosfatos tricálcico (no se disuelven con limpieza química). Se usan en tratamiento de agua potable y sistemas de enfriamiento de un solo paso. En estos tipos de aplicación son los más económicos. Requieren adición de ácidos POLIFOSFATOS EN CIRCUITOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO CON RECIRCULACION - PELIGRO DE INCRUSTACIONES DE FOSFATO TRICALCICO.

Los cromatos son excelentes inhibidores de corrosión - pero requieren dosis muy elevadas (200-300mgr/lit como CrO_4) que han obligado a discontinuar su uso en tratamiento de agua de enfriamiento por ser contaminantes. Aún subsisten aplicaciones de cromatos en el sistema de agua de enfriamiento, aunque la mayoría de los fabricantes de motores ya especifican la no utilización de cromatos en el sistema de agua de enfriamiento. Una desventaja del cromato es que si no se usa en dosis suficiente se produce corrosión por picaduras. Requieren adición de ácido en sistemas abiertos.

CROMATOS = CONTAMINACION

La combinación zinc-orgánico pretendió reemplazar el uso de cromatos sin mucho éxito ya que el pH de opera-

ración requerido (7-8) la película anticorrosiva no era muy resistente. El orgánico mantiene la superficie metálica libre para que el hidróxido de zinc se adhiera y forme la película protectora.

ZINC ORGANICO = BAJA EFICIENCIA.

El cromato sinergizado es una combinación de cromatos con inhibidores catódicos (zinc, polifosfato, etc.) - que logran una excelente película protectora con un requerimiento bajo de cromato (20-30 mgr/lt), requieren inyección de ácido para mantener pH 6-7. Aún se sigue investigando para lograr cromatos sinergizados que requieran dosis mucho menores de cromatos.

Los cromatos sinergizados permiten mantener el residual de cromatos dentro de límites aceptables para protección del ambiente y no presentan el problema de corrosión por picaduras. CROMATO SINERGIZADO = PROTECCION ADECUADA Y CONTROL DE CONTAMINACION.

Los fosfatos estabilizados operan en rangos ácidos de pH. En su composición tienen aditivos que minimizan la inversión a ortofosfatos o previenen la precipitación del fosfato tricálcico.

Junto con los cromatos sinergizados son más usados por su economía. FOSFATOS ESTABILIZADOS = PROTECCION ADECUADA, COSTO ACEPTABLE, REQUIEREN ADICION DE ACIDO.

Fosfatos orgánicos, Opera en el rango de pH 7,5-9, no

requieren inyección de ácido. En el rango de pH la corrosión es mínima pero incorpora o deben incorporar un inhibidor de corrosión en su formulación. Básicamente la acción de los fosfonatos es de control de incrustaciones. Son costosos y requieren muy buen control microbiológico y el uso de dispersantes. FOSFONATOS = PROTECCION ADECUADA, REQUIEREN ADICION DE ACIDO, COSTO ELEVADO.

c) Control Microbiológico

Los microbios: Bacterias, algas y hongos son controlados mediante adición de cloro y un biocida apropiado. El cloro generalmente es efectivo a residuales menores de 0.2 mgr/lt, no tienen acción penetrante debajo de depósitos y mata sólo lo que contacta. Los biocidas no oxidantes y algunos biodispersantes si tienen acción penetrante en los depósitos.

2.1.4.3.3 Agua Desmineralizada

Muchos procesos industriales requieren agua que esté libre de sales minerales que ordinariamente se encuentran en toda fuente de abastecimiento de agua.

Un método muy eficaz es la desmineralización que, consiste en retirar los iones indeseados al pasar el agua cruda a temperaturas ordinarias por tanques que contienen cambiadores iónicos.

a) Intercambio Iónico

El intercambio iónico remueve iones no deseados de un suministro de agua transfiriéndolos a un material sólido llamado resina, el cual los acepta cediendo un número equivalente de iones almacenadas en su estructura. La resina tiene una capacidad limitada de almacenamiento de iones llamada "capacidad de intercambio"; debido a esto, la resina llega a saturarse eventualmente con iones indeseables. La resina es luego lavada con una solución regeneradora conteniendo el tipo de iones originales y éstos reemplazan a los iones indeseados acumulados, retornando la resina casi a su condición original. Esta operación es un proceso cíclico y el ciclo completo usualmente incluye retrolavado, regeneración, enjuague y operación.

Los primeros intercambiadores iónicos fueron aluminio - silicatos de sodio inorgánicos: Zeolitas. Los intercambiadores catiónicos toman iones cargados positivamente. Los intercambiadores aniónicos toman a los iones negativos. La estructura plástica es porosa y permeable, por lo tanto la partícula de intercambio de ión completa participa en el proceso.

b) Resinas de Intercambio Iónico

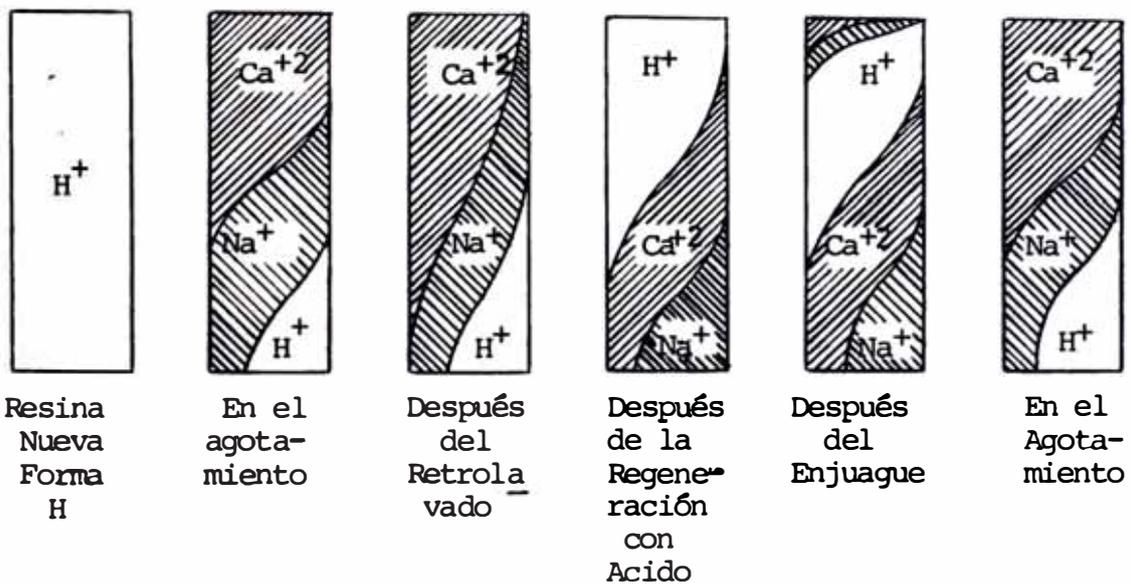
La mayoría de intercambiadores iónicos comerciales son materiales plásticos sintéticos, tal como copolímeros de estireno y divinilbenceno.

Las resinas de intercambiado iónico son esencialmente -

Si este proceso de intercambio iónico continúa hasta el desgaste, los primeros iones a aparecer en el afluente serán los iones amonio y sodio, y si la cámara desgastada es luego analizada, la distribución de iones sería como se muestra en el Cuadro N°2.4

CUADRO N°2.4

CAMBIO EN LA DISTRIBUCION IONICA DURANTE EL INTERCAMBIO CATIONICO, CICLO HIDROGENO CON FLUJO HACIA ABAJO DE AGUA Y ACIDO (REGENERACION A CORRIENTE PARALELA)



c) Resinas Aniónicas Base Débil

Los intercambiadores de base débil contienen un grupo amino secundario o terciario, $RR' - NH$ o $RR' - N - R'$, los cuales pueden adsorber ácidos fuertes.

Las resinas aniónicas de base débil, son capaces de re mover únicamente ácidos minerales fuertes; HCl, H₂SO₄, HNO₃ y prácticamente no tienen capacidad de intercam - bio para ácidos débiles como CO₂, SiO₂, y ácidos orgá - nicos. La reacción característica es mostrada como una adsorción antes que como un proceso de intercambio iónico:



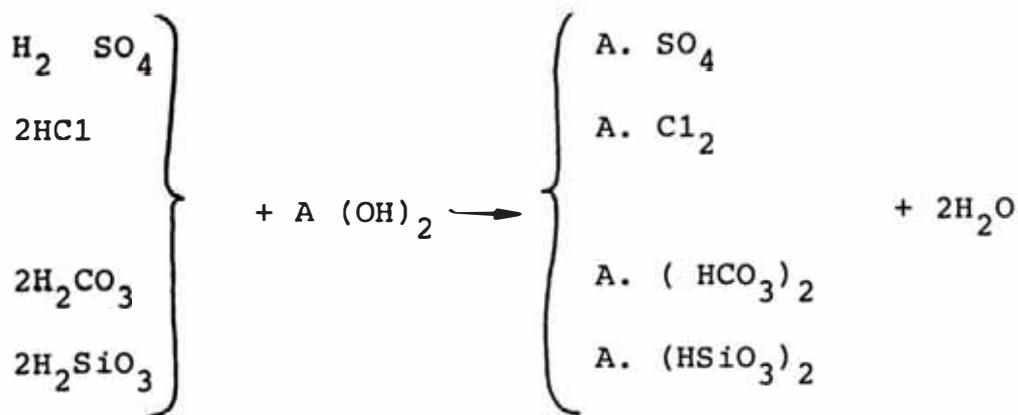
d) Las Resinas Aniónicas de Base Fuerte

Contienen aminas cuaternarias:

RR' R'' R''' N⁺. Cl . Estas resinas sí realizan intercambio iónico, eliminan ácidos débiles.

La resina desgastada es regenerada eficazmente con cual quier álcalis, el cual simplemente neutraliza el ácido adsorbido y lo elimina como una sal neutra.

El uso más común de las resinas aniónicas de base fuer te es la remoción total de aniones del efluente de un intercambiador de hidrógeno para producir agua desmine - ralizada:

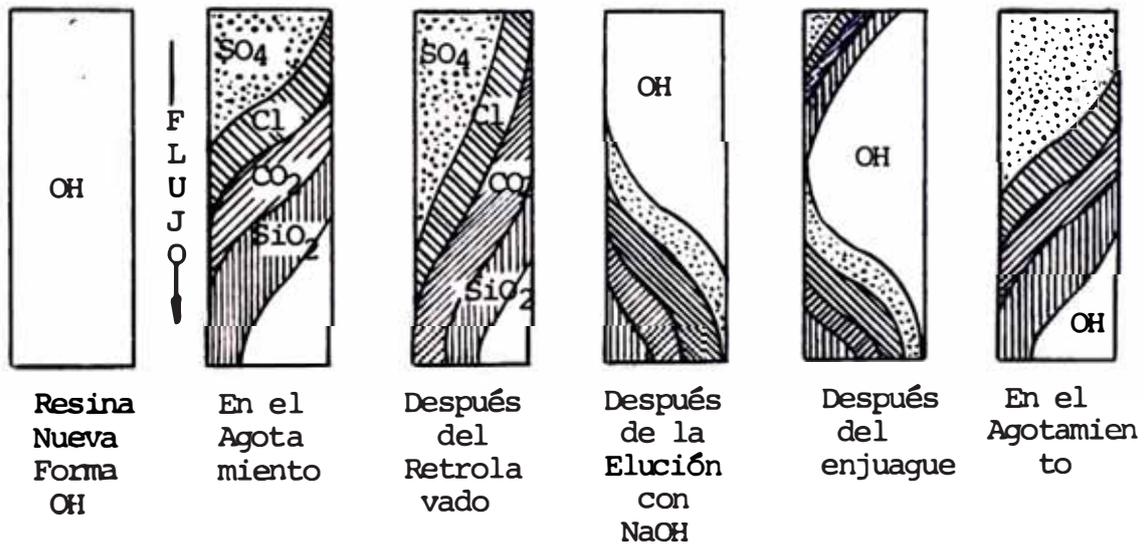


Esta resina de intercambio es regenerada con NaOH.

La selectividad de un intercambiador aniónico, es tal que la sílice pasará primero a través del lecho, y la composición del lecho agotado será la mostrada en el Cuadro: 2.5.

CUADRO N°2.5

DISTRIBUCION IONICA DURANTE LA DESMINERALIZACION
POR INTERCAMBIO ANIONICO CON REGENERACION A
CORRIENTE PARALELA



CAPITULO III

DESCRIPCION DEL SISTEMA ACTUAL BAJO ESTUDIO

3.1 Generalidades

En este capítulo, se describen los distintos sistemas de agua y aire comprimido presentes en la planta de refinación del zinc, los cuales servirán como referencia a las modificaciones propuestas. Además se calculan los costos de cada tipo de agua.

3.1.1 Sistemas de Agua

La fuente de agua en el río Rímac, y por su aplicación, es necesario la constitución de 4 sistemas de agua, y son:

- Sistema de Agua Cruda
- Sistema de Agua Potable
- Sistema de Agua Enfriamiento
- Sistema de Agua Desmineralizada

La producción, distribución y consumo de estas aguas, se notan en los siguientes planos:

- N°02: Esquema de producción y consumo de aguas
- N°03: Esquema de circuitos de distribución de las aguas, cruda, potable, refrigeración y desmineralizada.

3.1.1.1 Sistema de Agua Cruda

El agua cruda es el resultado del tratamiento de: presedimentación, coagulación, floculación, sedimentación, filtración y clorinación.

3.1.1.1.1 Explicación del Circuito

El tratamiento ocurre a 8 Km aproximadamente de la planta principal, al costado del río Rímac, y su capacidad de trabajo es de $470 \text{ m}^3/\text{hr}$ en un promedio de 10.5 horas por día, durante todo el año. El coagulante usado es el sulfato de alúmina, grado B y su aplicación varía de acuerdo a la turbiedad con que vienen las aguas del río Rímac, que dependen de las condiciones climatológicas, tienen un rango de gasto de 50 á 150 kg/día.

La clorinación, se hace con cloro gaseoso y se debe mantener un residual de 0.5 ppm.

Mediante 2 de 3 bombas se envía por una tubería de 8 km de longitud a 3 tanques de almacenamiento de $3,300 \text{ m}^3$ cada uno, ubicado en la planta principal.

De aquí se reparte, de acuerdo a su distribución establecida, para ser transformada, ya sea en agua: potable, de refrigeración y a los diversos procesos metalúrgicos (llamándose agua de procesos).

3.1.1.2 Sistema de Agua Potable

El agua potable, es el resultado del tratamiento de una parte del agua cruda, el cual consiste en filtración y clorinación.

3.1.1.2.1 Explicación del Circuito

De la tubería matriz a la salida de los tanques de 3,300 m³ un ramal de agua cruda ingresa al área de potabilización, que consta de:

Una batería de 4 filtros cerrados de arena, que trabajan bajo presión y los lavados se producen a contracorriente por aire y agua.

Una unidad de cloración usando, hipoclorito de calcio.

Comprende un tanque de preparación, un tanque de almacenamiento y dos bombas dosificadoras, el cual debe mantener un residual de 0.1 ppm. La clorinación con hipoclorito de calcio es de aproximadamente de 2.5 kg/día.

El agua potable se utiliza:

- Para consumo humano: comedor, servicios higiénicos, etc.
- Para ser desmineralizada.

3.1.1.3 Sistema de Agua de Enfriamiento

Este sistema de agua de enfriamiento es del tipo de recirculación abierto. El agua que ingre-

Hay que observar que la demanda de $129 \text{ m}^3/\text{hora}$ para la sección 92, es transitoria y vale únicamente para la primera hora (enfriamiento de la turbina en la parada). En caso de urgencia, las 4 bombas principales verticales se paran y una quinta bomba, dimensionada con arreglo al caudal de socorro, descarga a fin de satisfacer a unas condiciones óptimas de velocidad del fluido (diámetro de tubería $250 \text{ mm } \phi$).

El retorno de agua caliente para el circuito socorro, sin embargo, se hace por la misma tubería del circuito normal de funcionamiento.

Equipos Principales.- La sección 93, está equipada con los equipos principales siguientes:

EQUIPOS	CONSTRUCTORES
1 Torre de Enfriamiento	HAMON SOBELCO
5 Bombas Verticales	AMB
1 Equipo Filtración	DECREMONT SOBELCO
1 Equipo Dispersante	DEGREMONT SOBELCO
1 Equipo Anticorrosivo	DECREMONT SOBELCO

Base de Cálculo.- La torre de refrigeración ha sido determinada basándose en una temperatura de agua caliente de 32°C y de una temperatura de agua fría de 26°C .

Las tuberías han sido dimensionadas con arreglo a los caudales de pico.

Circuitos Auxiliares de los Fluidos.- Se trata de los circuitos situados en la zona de las torres de enfriamiento y realizar funciones auxiliares, tales como: filtración, agua de socorro, etc.

Estos circuitos están representados en el esquema de tuberías y de instrumentación: Plan N°04.

Observación Preliminar.- Hay que observar que la torre de enfriamiento está constituida por 2 conjuntos de 3 celdas cada uno. Estos 2 conjuntos se unen por medio de una tubería de 900 mm ϕ , pero pueden ser aislados por una válvula de mariposa.

Esto permite aislar y parar, por razones de mantenimiento, un conjunto de 3 celdas.

Circuito de Filtración.- Un circuito de filtración del agua es necesario para eliminar los polvos atmosféricos y las materias en suspensión en el agua (10 ppm).

En la descarga de las bombas principales (circuito normal de caudal) un circuito - by-pass (tubería de dirección) está instalado (tubería de 150) que deriva 75 m³/hora de agua fría hacia la estación de filtración.

Después de la filtración,

el agua está reinyectada en los depósitos de las torres de enfriamiento.

Circuito Dispersante y Anticorrosiva.- En esa estación, - bombas dosificadoras inyectan los aditivos en el circuito agua bruta. Esta operación se realiza manualmente.

Circuito de Acido.- Con motivo de mantener el pH entre 6 y 6.5 del agua de enfriamiento, están previstas dos instalaciones, que inyectan el ácido por bombas dosificadoras en los dos depósitos de la torre, pero de manera combinada con las tuberías de inyección del agua bruta. Un analizador de pH hace esta operación automáticamente.

Circuito de Agua Bruta.- Debido a las diversas pérdidas de agua (evaporación, purgas, etc.) estimada en $68 \text{ m}^3/\text{h}$, entonces es necesario una adición en agua cruda. Esta reposición se realiza con un caudal aproximado de 115 m^3 por hora.

Alimentación Eléctrica.- Una desconexión de corriente sobre la red principal provoca la parada de toda la instalación y la puesta en servicio del grupo electrógeno, que alimenta la red eléctrica de socorro. La bomba de socorro entra en servicio automáticamente por el presostato ubicado en la tubería principal de agua fría.

Después del restablecimiento de la tensión sobre la red normal, los equipos de la torre de refrigeración deben ser puestos de nuevo en ser-

vicio, manualmente; en cuanto a las bombas principales - se deben arrancar con intervalos de 10 segundos.

La bomba de socorro se pa
ra automáticamente una vez alcanzada la presión graduada.

Automatismos.- (Ver plano N°04, y es como sigue:

- Control de temperatura en agua fría (tubería):

La tubería está equipada con un termostato que da a -
larma en caso de elevarse en demasía la temperatura del
agua de enfriamiento ($T_{\text{máx}} = 35^{\circ}\text{C}$). Esta alarma se en-
cuentra en la Sección 30.

- Control de presión en la tubería de evacuación de agua
fría:

La tubería está equipada con dos presostatos que asegu-
ran las funciones siguientes:

. Mando de la bomba bajo tensión de socorro.

(arranque a $p = 3$ bar; parada a $p = 4$ bar) y alarma
en la Sección 30.

Alarma presión demasiado elevada ($p = 4.5$ bar).

Control de nivel de las balsas de la Torre de Enfria
miento:

Tres contactores de nivel están previstos sobre el co -
lector común y aseguran las funciones siguientes:

. Alarma nivel alto

- Control de nivel en el depósito y manteniendo en los límites normales accionando la válvula de adición de agua cruda.

. Alarma nivel bajo provocando la parada de las bombas principales, de socorro y de inyección de ácido.

La puesta en servicio de las bombas puede hacerse únicamente después de la desaparición de la alarma y rearmado el tablero de automatismo. (botón pulsador "REARME DEFECTO").

- Acondicionamiento del agua de refrigeración:

Esta instalación está alimentada y controlada desde un tablero local ubicado al pie de la torre de refrigeración. Un pH metro, instalado en el circuito de agua fría (circuito normal) controla las bombas dosificadoras de ácido, de tal forma el pH del agua fría se mantenga dentro de 6 - 6.5.

Características del Sistema

- Caudal de recirculación = 3,600 m³/hora
- Volumen total del sistema = 2,000 m³
- Torre de enfriamiento de tiro forzado: 6 ventiladores
- Temperatura de entrada de agua = 32°C
- . Temperatura de salida de agua = 27°C

Las características del Modelo de Tratamiento Anticorrosivo son:

- PH 6;6,5
- Dureza cálcica en el agua de recirculación \leq 450 ppm como CaCO₃

- Reposición = $68 \text{ m}^3/\text{hora}$:

$$R = p + A + E \text{ (reposición)}$$

$$E = 32 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ (evaporación)}$$

$$p = 32 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ (purgas)}$$

$$A = 4 \text{ m}^3/\text{hr} \text{ (arrastre)}$$

- Relación de concentración = 1.88

90 lb de inhibidor de corrosión (N937) por día

4 gal de dispersante (N7302) por día

- 27.5 gal de biócida (N7326) cada 15 días.

Este tipo de agua, sirve para enfriar todos los equipos que necesitan refrigeración, o enfriar las diferentes soluciones calientes requeridas por el proceso.

3.1.1.4 Sistema de Agua Desmineralizada

Como se dijo anteriormente, la calidad de agua que ingresa a la sala de desmineralización es potable.

3.1.1.4.1 Explicación del Circuito

Primeramente el agua potable pasa por un filtro de carbón activo para la decoloración, el lavado es en contra-corriente. La línea de desmineralización total comprende:

- Un intercambiador carboxílico CX, equipado con resinas catiónicas suavemente ácidas, regeneradas en el mismo

sentido y en serie con el intercambiador C1 por una solución de ácido diluido.

- Un intercambiador catiónico C1, equipado con resinas catiónicas fuertemente ácidas, regeneradas en contrarriente por una solución de ácido sulfúrico diluido.

Un intercambiador aniónico A1, equipado con resinas aniónicas suavemente básicas, regeneradas en el mismo sentido y en serie con el intercambiador DS1 por una solución de hidróxido de sodio diluido.

- Un eliminador de CO_2 , equipado con anillos sintéticos, teniendo como objetivo dispersar el agua tanto como sea posible para facilitar la evacuación del CO_2 .
- Un intercambiador aniónico DS1, equipado con resinas aniónicas fuertemente básicas, regeneradas en el mismo sentido por una solución de hidróxido de sodio diluido.
- Tres dosificadores de ácido sulfúrico y un dispositivo de dilución.
- Dos dosificadores de hidróxido de sodio y un dispositivo de dilución.
- Un pozo colector de neutralización de los efluentes de regeneración.

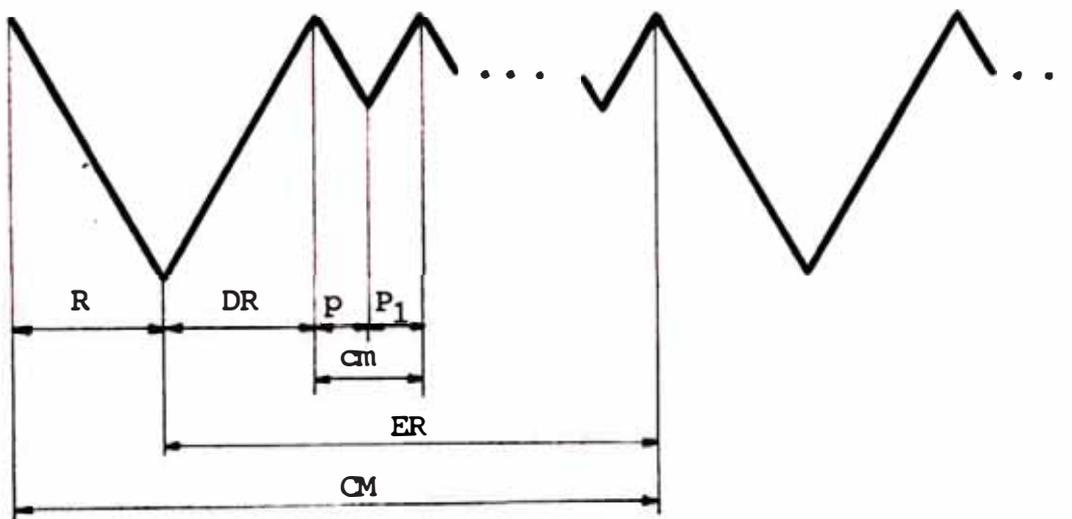
La capacidad de instalación es de 92 m³/hora y una producción entre regeneraciones de 1,875 m³.

La capacidad actual es de: $34.5 \text{ m}^3/\text{hr}$,
entonces tenemos una disponibilidad de $57.5 \text{ m}^3/\text{hora}$.

Esta agua se utiliza para las 3 cal-
deras de vapor de la Planta.

3.1.1.4.2 Cálculo de Tiempos de Ope- ración

En todo tratamiento de des-
mineralización las operaciones que se realizan son las
siguientes:



- R = Regeneración
- DR = Después de la regeneración
- p = Parada
- P₁ = Producción menor
- cm = ciclo menor
- ER = Entre regeneraciones
- CM = Ciclo mayor

CUADRO N°3.1: Operaciones en Desmineralización

- Regeneración: Operación en la cual se retiran los iones indeseables atrapados en las resinas durante las producciones.

- Producción después de la Regeneración: Es como su nombre lo dice, es la producción justamente después de la regeneración.

Parada: Por la automatización propia del sistema, es un tiempo en la cual no se produce agua desmineralizada.

- Producción menor: Es la producción justamente después de una parada.

Ciclo menor: Es la suma de una parada y una producción menor.

- Ciclo mayor: Es la suma de una regeneración, más la producción después de la regeneración, más todos los ciclos menores que ocurren hasta llegar a la próxima regeneración. La producción de un ciclo mayor es de $1,875 \text{ m}^3$, de acuerdo a los reportes del Departamento de Plantas Auxiliares.

a) Consumo de Agua Desmineralizada en Producción:

El consumo medio con instrumentos de agua desmineralizada para las demás secciones, es como sigue:

- Caldera Lamont: $30 \text{ m}^3/\text{hr}$

- Sección 30: $1.4 \text{ m}^3/\text{hr}$

- Laboratorio central: $0.0119 \text{ m}^3/\text{hr}$

Consumo de agua desmineralizada en prod. = $31.4 \text{ m}^3/\text{hr}$

b) Cálculo del Tiempo de Parada (t_p):

Este tiempo empieza cuando el nivel de agua del tanque de almacenamiento de agua desmineralizada está en 9 metros y finaliza cuando el nivel de agua llega a 7.8 metros. Y teniendo el tanque una altura de 10 metros y un volumen de 700 m^3 , entonces en la parada ocurre un desalojo de agua de 84 m^3 .

$$(\text{Consumo de Agua Desmineralizada}) = \left(\frac{\text{Volumen desalojado}}{\text{Tiempo de parada}} \right)$$

$$31.4 \text{ m}^3/\text{hr} = 84 \text{ m}^3/t_p$$

$$t_p = 2.67 \text{ hr}$$

c) Cálculo del Tiempo de Producción Menor (t_p):

(Producción de Agua Desmineralizada) = (Consumo de Agua Desmineralizada) + (Volumen rellenado/Tiempo producción)

$$92 \text{ m}^3/\text{hr} = 31.4 \text{ m}^3/\text{hr} + 84 \text{ m}^3/t_p$$

$$t_p = 1.38 \text{ hr}$$

d) Tiempo de Regeneración (t_R):

La duración de una regeneración se determinó de acuerdo a los reportes del Departamento de Plantas Auxiliares, y el promedio fue de:

$$t_R = 4.5 \text{ horas}$$

- e) Cálculo del Tiempo después de la Regeneración (t_{DR}):
La regeneración al finalizar deja el nivel de agua en tanque de almacenamiento en 4,5 mts de altura obtenida de los reportes del Departamento de Plantas Auxiliares. Entonces, el comienzo y finalización del tiempo después de la regeneración es de 4.5 m a 9.0 mts (315 m^3).

(Producción de agua desmineralizada) = (Consumo de agua desmineralizada) + (Caudal de incremento dentro del tanque)

$$92 \text{ m}^3/\text{hr} = 31.4 \text{ m}^3/\text{hr} + 315 \text{ m}^3/t_{DR}$$

$$t_{DR} = 5.2 \text{ hr}$$

- f) Cálculo del Número de Ciclos Menores, entre Regeneraciones (n):

Siguiendo la secuencia del cuadro N°3.1: Operaciones en Desmineralización, tenemos:

$$\text{Producción durante la regeneración} = P_R = 0 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Producción después de la regeneración} &= P_{DR} = \\ 92 \text{ m}^3/\text{hr} \times 5.2 \text{ hr} &= 478.3 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Producción de un ciclo menor} &= P_{cm} = 92 \text{ m}^3/\text{hr} \times \\ 1.38 \text{ hr} &= 126.96 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Producción de un ciclo mayor} = P_{CM} = 1,875 \text{ m}^3$$

Entonces:

$$P_R + P_{DR} + P_{cm} \times n = P_{CM}$$

despejando n:

$$n = (P_{CM} - P_R - P_{DR})/P_{cm} = (1,875 - 0 - 478.3)/126.96$$

n = 11 ciclos menores

g) Cálculo del Tiempo entre Regeneraciones (t_{ER})

$$t_{ER} = t_{DR} + n (t_p + t_p) = 5.2 \text{ hr} + 11 (2.67 \text{ hr} + 1.38 \text{ hr})$$

$$t_{ER} = 49.75 \text{ hr}$$

h) Cálculo del Tiempo de un Ciclo Mayor (t_{CM}):

$$t_{CM} = t_R + t_{ER} = 4.5 \text{ hr} + 49.75 \text{ hr} = 54.25 \text{ hr}$$

$$t_{CM} = 54.25 \text{ hr}$$

i) Resumen de Tiempos y Producciones:

A continuación damos los tiempos y producciones, calculados o conseguidos de Reportes Mensuales:

<u>TIEMPO O PRODUCCION</u>	<u>ABREV.</u>	<u>SISTEMA EXISTENTE</u>
Tiempo de parada	t_p	2.67 hr
Tiempo de producción menor	t_p	1.38 hr
Tiempo de un ciclo menor	t_{cm}	4.05 hr
Tiempo de regeneración	t_R	4.50 hr
Tiempo después de la regenerac.	t_{DR}	5.20 hr
Tiempo entre regeneraciones	t_{ER}	49.75 hr
Tiempo de un ciclo mayor	t_{CM}	54.25 hr
Número de ciclos menores	n	11
Producción durante la regenerac.	P_R	0 m ³

/..

TIEMPO O PRODUCCION	ABREV. SISTEMA ACTUAL	
Producción después de la regener.	P_{DR}	478.3 m ³
Producción de un ciclo menor	P_{cm}	126.96 m ³
Producción de un ciclo mayor	P_{CM}	1,875 m ³
Producción mensual de agua desm.	P	24,885 m ³

CUADRO N°3.2: Tiempos y Producciones del Sistema
Existente de Agua Desmineralizada

3.1.2 Evaluación de Costos

Los costos considerados son los siguientes:

1. Costos fijos:
 - Equipos
 - Infraestructura
2. Costos de operación y mantenimiento:
 - Labor
 - Energía Eléctrica
 - Reactivos
 - Materiales y suministros

Serán determinados para cada tipo de agua y comparados posteriormente con el sistema propuesto.

3.1.2.1 Costos Fijos

Son los aplicados, o referidos antes de la puesta en marcha de la planta y son: costos de equipos y costo de infraestructura.

3.1.2.1.1 Costos de Equipos

Están incluidos todos los equipos, llámense: bombas, motores, tanques, válvulas, etc. que forman parte de la planta.

De acuerdo a los reportes de contabilidad, ver apéndice 1, obtenemos estos costos - en soles al 31 de enero de 1985, y agrupándolos adecuadamente, obtenemos:

CUADRO N° 3.3

COSTO DE EQUIPOS DE LA SECCION 90 AL 31/ENERO/1985

	SOLES	DOLARES	(%) ₁
Agua cruda	3,798'707,000	584,600	14.44
Agua potable	3,103'506,000	477,600	11.80
Agua enfriamiento	4,696'200,000	722,700	--
Agua desmineralizada	7,268'100,000	1'118,500	27.64
Agua proceso	541'722,000	83,400	2.06
Vapor	11,588'293,000	1'783,400	44.06
Aire	8,056'392,000	1'239,800	--
		6'010,000	100 %

3.1.2.1.2 Costo de Infraestructura

Son los gastados en movimiento de tierras, construcción civil, etc. De acuerdo a los reportes de contabilidad, ver apéndice 2, aparecen en 3 grupos:

- En agua de enfriamiento = 7,111'258,170 soles
- En agua vapor = 26,318'209,319 soles
- En aire = 5,852'662,382 soles

Como notamos, para los diferentes tipos de agua y vapor, estimamos en efectuarlos por los porcentajes (%)₁, es decir, lo consideramos directamente proporcional al costo de equipos. Entonces,

agrupándolos adecuadamente al 31 de Enero de 1985, obtenemos el siguiente cuadro:

CUADRO N°3.4

COSTOS DE INFRAESTRUCTURA DE LA SECCION 90

	(%) ₁	Costo de infraestructura al 31/Enero/1985 en \$	(%) ₂
Agua cruda	14.44	584,800	9.73
Agua potable	11.80	477,900	7.95
Agua enfriamiento	--	1'094,400	12.02
Agua desmineralizada	27.64	1'119,500	18.61
Agua proceso	2.06	83,400	1.39
Vapor	44.06	1'784,500	29.67
Aire	--	900,700	20.63
	100 %	6'045,200	100 %

Entonces, los costos fijos para los diferentes tipos de agua en estudio son:

CUADRO N°3.5

COSTOS FIJOS DE LA SECCION 90

	Costo fijo al 31 de Enero de 1985 en Dólares
Agua cruda	1'169,400
Agua potable	955,500
Agua enfriamiento	1'817,100
Agua desmineralizada	2'238,000
	= 6'180,000

3.1.2.2 Costos de Operación y Mantenimiento

Los considerados son: labor, energía eléctrica, reactivos, materiales y suministros.

3.1.2.2.1 Costo de Labor

Se tomó como referencia - el mes de Junio de 1983 (1\$ <> 1,582 soles). El método - de cálculo a seguir fue:

a) Obreros

Salario básico promedio = 8,435.5 soles/día por persona

Se tomó como referencia el personal obrero de la planta de tratamiento de agua, 9 obreros:

$$9 \text{ personas} \times 30 \frac{\text{días}}{\text{mes}} \times 8,435.5 \frac{\text{soles}}{\text{día} \times \text{pers.}} = 2'277,585$$

. Domingos (200%)

$$6 \frac{\text{personas}}{\text{Domingo}} \times 4 \frac{\text{Domingos}}{\text{mes}} \times 8,435.5 \frac{\text{soles}}{\text{pers.}} \times 2 = 404,904$$

. Turno "B" (22%)

$$2 \text{ personas} \times 30 \frac{\text{días}}{\text{mes}} \times 8,435.5 \frac{\text{soles}}{\text{día} \times \text{pers.}} \times 0.22 = 111,349$$

. Turno "C" (29%)

$$2 \text{ personas} \times 30 \frac{\text{días}}{\text{mes}} \times 8,435.5 \frac{\text{soles}}{\text{día} \times \text{pers.}} \times 0.29 = 146,778$$

. Feriados: (1 promedio mensual 200%)

$$6 \frac{\text{personas}}{\text{mes}} \times 8,435.5 \frac{\text{soles}}{\text{día} \times \text{pers.}} \times 2 = 101,226$$

. Beneficios:

esposa = 3,200 x 9	=	28,800
hijos = 2,400 x 2 x 9	=	43,200
vivienda = 12,000 x 9	=	<u>108,000</u>
		3'221,842

Cargas del empleador:

IPSS (5%)	: 3'221,842 x 0.05	=	161,092
FONAVI (4%)	: 3'221,842 x 0.04	=	128,874
Accidentes (3.6%)	: 3'221,842 x 0.036	=	115,986
Vacac. + 2 gratif.:	(8,435.5x9x30)÷12 x3=		569,396
			4'197,190

Indemnización: 4'197,190 ÷ 12 = 349,766

Refrigerios 2,000 x 2 x 30 = 120,000

4'666,956 soles
mes

Entonces:

Costo promedio mensual obrero = 518,550 soles

<> 327.78 dólares

b) Empleados:

Soles/mes

- Sobrestante: 1

sueldo = 315,895

. esposa = 3,200

hijos = 4,800

vivienda = 12,000

• IPSS (5%) : 18,000 máx.	=	17,058
• FONAVI (4%): 14,000 máx.	=	13,646
• Vacaciones + 2 gratificaciones		
315,895 x 3 ÷ 12	=	78,974
• Indemnización: 60,000 ÷ 12	=	<u>5,000</u>
		455,835 <u>soles</u>
		mes

Costo promedio mensual sobrestante = 455,838 soles

<> 288.14 \$

- Supervisores: 3

	1	2	3
• Sueldo	465,910	389,110	365,993
• Turno "B" 22%	34,167	28,535	26,839
• Turno "C" 29%	45,038	37,614	35,379
• Domingos 200%	124,243	103,763	97,598
• Feriados 200%	31,061	25,941	24,400
• Esposa 3,200	3,200	3,200	3,200
• Hijos 2,400	2,400	7,200	4,800
• Vivienda 12,000	12,000	12,000	12,000
• IPSS 5%	18,000	18,000	18,000
• Fonavi 4%	14,000	14,000	14,000
• Vac. + 2 gratif.	116,478	97,278	91,498
• Idemniz. 60,000	<u>5,000</u>	<u>5,000</u>	<u>5,000</u>
	871,497	741,641	698,707

Costo promedio mensual Supervisores = 2'311,845 soles

<> 1,461.3\$

- Jefe Departamento:	1
Sueldo	672,970
. Domingos: 2	89,729
. Feriados: 1	44,865
. Vivienda	12,000
IPSS	18,000
. FONAVI	14,000
. Vacaciones + 2 grat.	168,243
Indemnización	5,000
	1'024,807 soles/mes
Costo promedio mensual del Jefe Departamento =	
	1'024,807 soles
	<> 647.80 dólares

- Jefe División:	1
Sueldo	1'050,000
. Vivienda	12,000
. IPSS	18,000
. FONAVI	14,000
. Vac. + 2 gratif.	282,500
Indemnización	5,000
	1'361,500 soles/mes
Costo promedio mensual de Jefe de División =	
	1'361,500 soles
	<> 860.62 dólares

c) Pesos por Secciones

Para determinar el costo de la supervisión por cada sección del Departamento de Plantas Auxiliares y como ésta tiene la responsabilidad de mantenerlas operativas, entonces consideramos en función al tiempo dedicado o de permanencia los siguientes pesos y consecuencias porcentajes:

CUADRO N°3.6

PESOS DE RESPONSABILIDADES CON RESPECTO A LAS
DIFERENTES SECCIONES DE PLANTAS AUXILIARES

(SECCION 90)

	<u>Pesos Superv. Jefe Dpto. Jefe Div.</u>			
Plantas de río Rímac	2	10%	5%	3%
Sec. de agua potable	1	5%	2.5%	1.5%
Sec. de agua proceso	1	5%	2.5%	1.5%
Sec. de agua desminer.	3	15%	7.5%	4.5%
Sec. de agua de enfr.	3	15%	7.5%	4.5%
Sección energía	6	30%	15%	9%
Sección aire	4	20%	10%	6%
	20	100%	50%	30%
Mant. mecánico	10		50%	30%
Dpto. Plantas Aux.	30	100%	100%	60%
Dpto. Obras Civiles	15			40%
Div. Plant.Aux.y O/C	45			
				100%

d) Costo de Agua Cruda

Obreros	9	4'606,956 soles/mes
Sobrestante	1	455,838 soles/mes
Supervisores		231,185 soles/mes
Jefe Departamento		51,240 soles/mes
Jefe División		40,845 soles/mes

Entonces:

Costo labor de agua cruda = 5'446,064 soles/mes

<> 3,434 dólares/mes

e) Costo de Agua Potable

Obreros	$518,550 \times 8 \times (1 \div 8) =$	518,550 soles/mes
Supervisor:	$2'311,845 \times 0.05 =$	115,592 soles/mes
Jefe Dpto.:	$1'024,807 \times 0.025 =$	25,620 soles/mes
Jefe Div.:	$1'361,500 \times 0.015 =$	20,423 soles/mes
		680,185 soles/mes

Entonces:

Costo labor de Agua Potable = 680,185 soles/mes

<> 429 dólares/mes

f) Costo de Agua de Enfriamiento

Obreros:	$518,550 \times 8 (3 \div 8) =$	1'555,650 soles/mes
Superv.:	$2'311,845 \times 0.15 =$	346,777 soles/mes
Jefe Dpto.:	$1'024,807 \times 0.075 =$	76,861 soles/mes
Jefe Div. :	$1'361,500 \times 0.045 =$	61,268 soles/mes
		2'040,556 soles/mes

Entonces:

Costo labor de Agua Enfriamiento = 2'040,556 soles/mes
<> 1,287 dólares/mes

g) Costo de Agua Demineralizada

Obreros: $518,550 \times 8(3+8) = 1'555,650$ soles/mes
Superv.: $2'311,845 \times 0.15 = 346,777$ soles/mes
Jefe Dpto.: $1'024,807 \times 0.075 = 76,860$ soles/mes
Jefe Div.: $1'361,500 \times 0.045 = 61,268$ soles/mes
2'040,555 soles/mes

Entonces:

Costo labor de Agua Desmineralizada = 2'040,555 soles/mes
<> 1,287 dólares/mes

3.1.2.2.2 Costo de Energía Eléctrica

Se tomó como referencia el mes de Junio de 1983, en el cual el cambio oficial del dólar fue de 1,582 soles.

a) Costo de Agua Cruda

Según tarifa, marcó: 21'101,890 soles/mes

Costo de Energía Eléctrica de Agua Cruda =

21'101,890 soles/mes

<> 13,339 dólares/mes

b) Costo de Agua Potable

Principalmente consideramos 2 equipos:

- Bombas dosificadores de clorinación (059Y - 060Y):
las cuales trabajan 163 horas por mes y con potencia de 0.25 KW cada una:

Entonces al mes, transforman una energía de 0.25 KW x 163 horas = 40.75 KW x horas/mes

- Bomba de distribución de agua potable (033Y - 034Y):
a todas las secciones, trabajan 720 horas por mes y con potencia de 18.5 KW, cada mes:

Entonces al mes, transforman una energía de 18.5 KW x 720 horas = 13,320 KW x horas/mes

- Costo de energía activa: en horas de punta (4 horas) por día cuesta: 34.20 soles por KW x horas y fuera de horas de punta (20 horas) por día vale: 15.3 soles por KW x hora.

Entonces:

En horas de punta:

$$(40.75 + 13,320) \frac{\text{KWxhr}}{\text{mes}} \times \frac{4}{24} \times 34.20 \frac{\text{soles}}{\text{KWxhr}} = 76,156 \frac{\text{soles}}{\text{mes}}$$

En horas de no punta:

$$(40.75 + 13,320) \frac{\text{KWxhr}}{\text{mes}} \times \frac{20}{24} \times 15.30 \frac{\text{soles}}{\text{KWxhr}} = 170,350 \frac{\text{soles}}{\text{mes}}$$

$$246,506 \frac{\text{soles}}{\text{mes}}$$

- Costo de energía reactiva: el costo es de 0.53 soles por KVAR:

$$(40.75 + 13,320) \frac{\text{KWxhr}}{\text{mes}} \times \text{tg } \phi \frac{\text{KVAR}}{\text{KW hr}} \times \text{hr} \times 0.53 \frac{\text{soles}}{\text{KVAR}} =$$
$$= 3,600 \text{ soles/mes}$$

- Máxima demanda:

$$(18.5 \times 2 + 0.25 \times 2) \text{ KW} \times 1,194.42 \frac{\text{soles}}{\text{KW mes}} = 22,694 \text{ soles/mes}$$

- El costo total es: la suma de los 3 costos anteriores más un 25% de impuestos de acuerdo a Decreto Ley (246,506 + 3,600 + 22,694) x 1.25 = 341,000 soles por mes

Las tarifas anteriores son cuando el dólar equivalía - 592 soles (aprox. en Abril de 1982); entonces para Junio 1983, tenemos:

Costo de energía eléctrica de agua potable =

911,253 soles/mes

<> 576 dólares/mes

c) Costo de Agua de Enfriamiento

Según apéndice N°3, tenemos:

Costo de Energía Eléctrica de Agua de Enfriamiento =

28'358,800 soles/mes

<> 17,926 dólares/mes

d) Costo de Agua Desmineralizada

Según Apéndice N°4, tenemos:

Costo de Energía Eléctrica de Agua Desmineralizada =

836,572 soles/mes

<> 529 dólares/mes

3.1.2.2.3 Costo de Reactivos

Estos consumos, fueron tomados según los reportes mensuales, ver Apéndice N°5:

a) Costo de Agua Cruda

- Sulfato de alúmina: $2,800 \frac{\text{kg.}}{\text{mes}} \times 256 \frac{\text{soles}}{\text{kg.}} = 742,000 \frac{\text{soles}}{\text{mes}}$

- Cloro gaseoso: $336 \frac{\text{lb}}{\text{mes}} \times 1,249 \frac{\text{soles}}{\text{lb}} = 419,664 \text{ soles/mes}$

= 1'162,000 soles/mes

Entonces:

Costo de Reactivos de Agua Cruda = 1'162,000 soles/mes

<> 734 dólares/mes

b) Costo de Agua Potable

- Hipoclorito de Calcio: $75 \frac{\text{kg}}{\text{mes}} \times 153 \frac{\text{soles}}{\text{kg.}} = 11,475 \frac{\text{soles}}{\text{mes}}$

Entonces:

Costo de Reactivos de Agua Potable: 11,475 soles/mes

<> 7.3 dólares/mes

c) Costo de Agua de Enfriamiento

- Inhibidor de corrosión : N937

2,700 lb/mes 2.55 x dólares/lb = 6,885 dólares/mes

- Dispersante: N7302

120 gal/mes x 560 lb/55 gal x 3.08 dólares/lb

= 3,763 dólares/mes

- Biocida: N7326

55 gal/mes x 455 lb/55 gal x 3.2 dólares/lb

= 1,456 dólares/mes

- Acido sulfúrico: considerado cero

Entonces:

Costo de Reactivos de Agua de Enfriamiento =

= 12,104 dólares/mes

<> 19'148,000 soles/mes

(Junio 83)

d) Costo de Agua Desmineralizada

d.1) Reactivos:

Hidróxido de sodio:

5.3 Ton/mes x 567,000 soles/Ton = 3'005,100 soles/mes

ácido sulfúrico: consideramos cero

d.2) Resinas: Del apéndice N°8, tenemos:

- Resinas catiónica y aniónica:

1,069,430 soles/mes, Junio 1983

Entonces:

Costo de Reactivos y Resinas de Agua Desmineralizada = 4'075,000 soles/mes (Junio 1983)

<> 2,576 dólares/mes

3.1.2.2.4 Costo de Materiales y Suministros

Según apéndice 10, estos - costos lo dividimos entre 30 meses para obtener un "costo mensual referencial" a Junio de 1983:

a) Costo de Agua Cruda

3,276 dólares/30 meses = 109 dólares/mes <> 172,754 soles/mes

Costo de materiales y suministros de agua cruda:

172,754 soles/mes

<> 109 dólares/mes

b) Costo de Agua Potable

1,177 dólares/30 meses = 39 dólares/mes

Costo de materiales y suministros de agua potable:

62,067 soles/mes

<> 39 dólares/mes

c) Costo de Agua de Enfriamiento

1,245 dólares/30 meses = 42 dólares/mes

<> 65,653 soles/mes

Costo de materiales y suministros de agua de enfriamiento = 65,653 soles/mes <> 42 dólares/mes

d) Costo de Agua Desmineralizada

2,674 dólares/30 meses = 89 dólares/mes <> 141,000 soles/mes

Costo de materiales y suministros de agua desmineralizada = 141,000 soles/mes <> 89 dólares/mes

3.1.2.2.5 Costo Total de Operación

Sumando los costos anteriores, obtenemos el cuadro siguiente:

CUADRO N° 3.7

COSTOS TOTALES DE OPERACION POR CADA TIPO DE AGUA

TIPO DE TIPO DE GASTO	TIPO DE AGUA	COSTOS TOTALES DE OPERACIONES DEL SISTEMA EXISTENTE AL 30 JUNIO 1983 (dólares/mes)			
		AGUA CRUDA	AGUA POTABLE	AGUA ENFR.	AGUA DESMINER.
Labor		3,434	429	1,287	1,287
Energía Eléctrica		13,339	576	17,926	529
Reactivos		734	7.3	12,104	2,576
Materiales y Suministros		109	39	42	89
		17,616	1,051.3	31,359	4,481

Costo total de operaciones de estos 4 tipos de agua es:

54,507 dólares/mes

3.1.3 Subsistema de Agua de Refrigeración de 5 Compresoras de Aire

3.1.3.1 Descripción

El aire comprimido es producida por 5 compresoras idénticas, de tornillo de 2 etapas, libre de aceite, refrigerados por agua (marca ATLAS COPCO, tipo ZR5-A), de capacidad unitaria nominal de 4,080 m³/hora (en las condiciones de aspiración).

La presión de trabajo es de 6.5 bar efectivo y de 7.0 bar efectivo máximo.

Estas máquinas son movidas por motores eléctricos. Cuatro compresores aseguran el servicio normal, mientras el quinto permanece como reserva (stand by).

Un armario central de mando y de protección permite el funcionamiento automático de las 5 unidades, a saber:

- Funcionamiento en cascada en el momento de los máximos de consumo.
- Intervención de la máquina de reserva en caso de fallo de una de las 4 unidades de base.
- Modificación de las prioridades entre las 5 compresoras.

Cada compresora está equipada con su propio tablero de control, para asegurarle una marcha con toda seguridad.

Por otra parte, cada compresor puede ser parado manualmente sin perturbar el funcionamiento automático de los otros 4.

En caso de fallo de la red eléctrica principal (Electrolima) y después de haber entrado en servicio el grupo electrógeno de socorro, el compresor W013 que está alimentado por la red eléctrica "socorro", arranca automáticamente y garantiza la producción de aire comprimido de socorro (el secador de aire está igualmente conectado sobre la red eléctrica de socorro). Después del restablecimiento de la tensión sobre la red normal, los compresores se ponen en marcha de nuevo automáticamente - siguiendo una temporización determinada (de 6 en 6 segundos), de tal modo que respete la caída de tensión admisible en la red 4.16 kV. La puesta en marcha de las unidades de proceso se hace gradualmente.

En caso de defecto de alimentación - en agua de refrigeración, los compresores están atendidos por el circuito de agua de socorro.

Después de la compresión, el aire pasa a 2 depósitos de 5 m³ en paralelo, luego está distribuido respectivamente:

- Al circuito de "aire industrial"
- "Aire Instrumental" el cual tiene un secador.

El secador de aire es una unidad enteramente automática del tipo frigorífico con intercambiador de calor aire-aire por una parte y aire-refrigerante por otra parte.

La capacidad es de $2.73 \text{ Nm}^3/\text{min}$; el punto de rocío del aire seco en la presión de servicio es de $+ 3^\circ\text{C}$.

El secador está conectado sobre la red eléctrica de socorro.

Un depósito de capacidad 3 m^3 está colocado después del secador.

Con excepción de este depósito, todas las tuberías "aire instrumental" son de acero galvanizado.

a) Subsistema de Refrigeración de baterías de Compresoras

Este, es parte del sistema principal de agua de enfriamiento (recirculación abierta con torre de enfriamiento), es decir, que sale un ramal de la troncal de agua fría que viene de la torre de enfriamiento e ingresa a la sala de compresores para la refrigeración de las 5 máquinas, y una vez que ha refrigerado, se conecta a la troncal de agua caliente que regresa a la torre de enfriamiento (Ver Plano N°03).

b) Secciones Consumidoras

Aire Industrial

Los consumidores principales son:

- Lixiviación: de 7,905 á 9,225 Nm³/horas de pico
- Electrólisis: de 1,385 á 1,520 Nm³/horas de pico
- Polvo de Zinc: 3,800 m³/hora caudal constante.

Esta última sección está alimentada vía la sección 70 "electrólisis" que capitaliza las necesidades de ambas secciones.

- Tostación: de 400 á 1,500 Nm³/hora de pico

La estación de filtración con 385 Nm³/hora, era alimentada con aire industrial (ahora con instrumental). Las otras secciones tienen consumos menores. Ninguna petición de socorro está exigida con aire industrial.

Aire para Instrumentación

El consumo de aire para instrumentación para toda la planta, es relativamente moderado, con un máximo de 147.5 Nm³/hora.

La sección 92 (agua-vapor) es el consumidor principal. Está prevista una alimentación de socorro de 21.5 Nm³/hora para las secciones 20 y 92.

Equipos Principales

- Secador de Aire: Atlas Copco FD23
- Compresores Tornillo: Atlas Copco ZR5A
- Tablero Central de Mando: Atlas Copco RD72P

Alimentación Eléctrica

La alimentación eléctrica de los diferentes equipos está asegurada como sigue:

- Compresores 010W, 011W, 012W y 014W 4102 red normal MT 4.16 kV
- Compresor: 013W4102 red MT 4.16 kV red socorrida
- Tablero de control de compresores
- secador de aire red BT 440V
- tablero de automatismos red socorrida

3.1.3.2 Inconvenientes Presentados y sus Consecuencias

Por fallas en el diseño de este subsistema de agua de refrigeración, el gran inconveniente que presentaba en épocas calientes (llámese verano) era la alta temperatura de agua de enfriamiento del compresor (62°C); siendo la máxima permisible según el fabricante, de 50°C.

Esto traía consigo 2 principales desventajas:

- 1) Mala calidad de aire industrial.- Contaminando las soluciones químicas, corroyendo las tuberías, malo -

grando diversos equipos (filtros, pistones neumáticos, etc.), provocando mermas en la producción del zinc refinado.

- 2) Deterioro prematuro de los elementos de baja y alta presión de las compresoras de aire. En el lapso de las primeras 11,000 horas de funcionamiento fallaron 2 elementos de baja presión, siendo el costo de reparación de 25,000 dólares cada uno, siendo la vida estimada (según el fabricante) de 32,000 á 35,000 horas por unidad).

CAPITULO IV

MODIFICACIONES PROPUESTAS Y SU FACTIBILIDAD

TECNICO-ECNOMICA

4.1 Mejoramiento del Subsistema de Agua de Enfriamiento de 5 Compresoras de Aire (Ver Apéndice N°21 y N°22)

4.1.1 Descripción de la Alternativa Propuesta

Para que las compresoras operen dentro de temperaturas permisibles, fue fundamental disminuir la presión de agua a la salida de éstos para evitar el enfriamiento de esta agua con una resistencia manométrica de 2, 5 bar (presión de agua de retorno a la torre de enfriamiento), y así aumentar la caída de presión y por ende incrementar el caudal de agua de enfriamiento a esta sección. Según el fabricante, el caudal máximo recomendado es de 21.4m³/hr.

Es conveniente exponer la realización de una solución previa a la solución definitiva.

4.1.1.1 Solución Previa

Debido a las continuas paradas en la producción por la mala calidad del aire comprimido, se tomó una medida rápida la cual consistió en lo siguiente:

A la tubería de retorno de la compresora W010, se le a

daptó una derivación al canal de efluentes : (presión manométrica =0) con resultados muy favorables, quedando - las compresoras como equipo en estado correcto de funcionamiento, a costa de perder agua de refrigeración.

Trabajando así durante 1 año, en la cual se montó la solución definitiva.

4.1.1.1.1 Cálculo de Pérdida de -

Agua .- De acuerdo a los reportes de Plantas Auxiliares, - los tiempos en que se usaba la derivación a los efluentes, fue:

NOV. '82	:	6 hr/día	x	30 días/año	=	180	hr/año
DIC. '82	:	12 "	x	31 "	=	372	"
ENE. '83	:	24 "	x	31 "	=	744	"
FEB. '83	:	24 "	x	28 "	=	672	"
MAR. '83	:	24 "	x	31 "	=	744	"
ABR. '83	:	12 "	x	30 "	=	360	"
MAY. '83	:	6 "	x	31 "	=	186	"

Dando como resultado

3,258 hr/año
=====

El costo de operación de agua de enfriamiento, según cuadro N°3.7, es 31,359 dólares por mes. Y la producción de agua, según apéndice N°-11 es de: 50,000 m³/mes. El costo unitario de agua de enfriamiento es de:

$$\frac{31,359 \text{ dólares/mes}}{50,000 \text{ m}^3/\text{mes}} = 0.627 \text{ \$/m}^3$$

Entonces la pérdida de -
agua de enfriamiento representado en dólares anual fué:
(4 compresores x 20.2 m³/hora x compresora-14m³/hora) x -
3,258 hr/año x 0.627 \\$/m³ = 136,457 dólares/año.

Pérdida de Agua = 136,457 dólares/año

4.1.1.2 Solución Definitiva

Debido a esta considerable cifra, -
determino usar la poza intermedia de agua de enfriamien-
to de la sec. 70, ubicada a unos 112 metros aproximada -
mente. Y la manera más aceptable de hacerla llegar era
por medio de tuberías. Ver Plano N°06.

En la poza de la sec. 70, se hicie-
ron mediciones de capacidad de bombeo (191G-192G), con -
resultados satisfactorios.

4.1.1.2.1 Curvas de Instalación

La compresora W010, se
tomó como máquina para determinar realmente:

Variación de temperatura del agua de enfriamiento (an-
tes y después de la compresora), con respecto al cau-
dal total.

Variación de presión del agua de enfriamiento (antes y
después de la compresoras), con respecto al caudal to
tal.

Se instalaron: 2 Termómetros y 2 Manómetros en la tubería de entrada y salida de agua de enfriamiento.

1 Contómetro en la tubería de entrada.

Previamente, estos 5 instrumentos de medición fueron calibrados. Se llegó finalmente a la confección de las curvas: variaciones de temperaturas y presión en función del caudal. Ver apéndice 12.

La temperatura real máxima de agua de enfriamiento a la salida de la torre de enfriamiento es de 34°C (valor encontrado por medición directa en verano de 1982), y por recomendación del fabricante la temperatura de agua máxima de salida del compresor debe ser de 50°C, entonces el incremento de temperatura más desfavorable es de $50^{\circ}\text{C} - 34^{\circ}\text{C} = 16^{\circ}\text{C}$ y con este valor entramos a la curva del apéndice N°12 y determinamos el caudal máximo de $20.2\text{m}^3/\text{hr}$, para luego obtener la caída de presión de agua necesaria de 1.3 bar por cada compresora.

4.1.2 Factibilidad Técnica

4.1.2.1 Evaluación de Pérdidas Hidráulicas

4.1.2.1.1 Datos Iniciales

Caudal de agua = 20,2 m³/hora por compresora.

Presión de agua a la entrada del compresor = 3.0 bar

Presión de agua a la salida del compresor = 1.7 bar

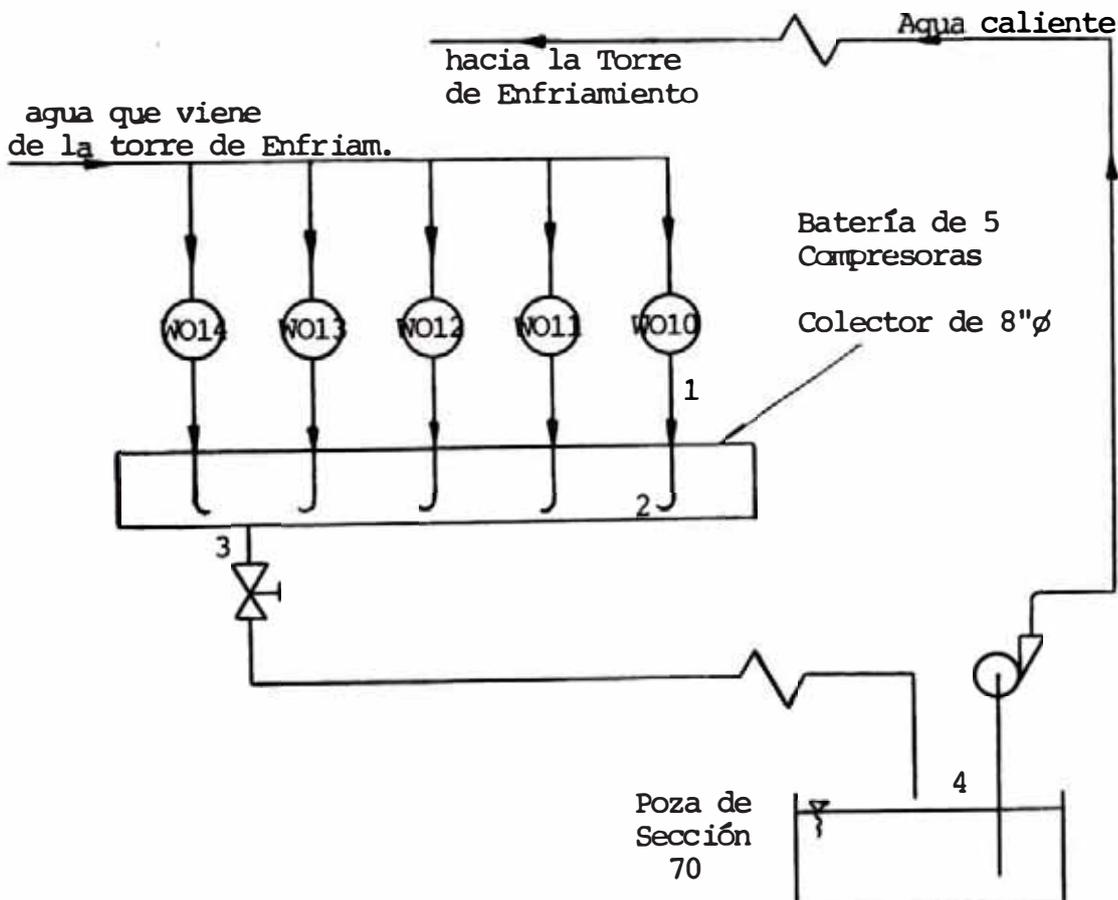
Temperatura de agua a la entrada del compresor = 34 °C

Temperatura de agua a la salida del compresor = 50 °C

4.1.2.1.2 Cálculo de Pérdidas Hidráulicas

dráulicas.- Se escogió la presentada en el plano N°06, - por ser la más recomendada:

Para facilitar el entendimiento de éstos cálculos, lo representamos de acuerdo al siguiente diagrama:



a) Cálculo de Pérdidas Hidráulicas² Tramo 3-4

- Temperatura de agua = $50^{\circ}\text{C} <> 122^{\circ}\text{F}$
Longitud de tubería = $112\text{ m} <> 367.4\text{ pies}$
- Diámetro de tubería = $6'' \varnothing$ (se escogió este diámetro por no haber tamaños menores en el almacén de la planta) ($\overset{\text{SCH } 40}{\text{ID}} = 0,154\text{ m}$)
- Caudal de agua = $20,2 \times 5 = 101\text{ m}^3/\text{hr} <> 444.7\text{ gal}/\text{min}$
- Material: hierro fundido, SCHEDULE 40.
- Consideraciones:

- 1 Contracción: $K = 0,50$ (apéndice 19)
- 1 Codo de 45° : $L/D = 16$ (apéndice 20)
- 1 válvula compuerta: $L/D = 13$ (totalmente abierta) (apéndice 20)
- 10 Codos de 90° : $L/D = 30$ (apéndice 20)

Determinación de otros valores:

Rugosidad relativa:

$$e/D = 0.0017 \text{ (apéndice 17)}$$

Velocidad:

$$V = \frac{4Q}{\pi \varnothing^2} = \frac{(4 \times 101 \text{ m}^3/\text{hr})}{\pi (0.154 \text{ m})^2} \times \left(\frac{1 \text{ hr}}{3,600 \text{ seg}}\right) = 1.51 \text{ m}/\text{seg}.$$

$$V = 1.51 \text{ m}/\text{seg} <> 17,785 \text{ pies}/\text{hr}.$$

. Número de Reynolds:

$$Re = \rho V D / \mu ;$$

$$\rho = 61,5 \text{ lb}/\text{pie}^3 \text{ (apéndice N}^{\circ}13)$$

$$\mu = 1,75 \text{ lb}/\text{hr} \times \text{pie} \text{ (apéndice N}^{\circ}13)$$

$$D = 0.5 \text{ pies}$$

$$V = 17,785 \text{ pies/hr.}$$

$$Re = (61.5 \times 17,785 \times 0.5) / 1.75 = 312,500$$

$$Re = 3.1 \times 10^5$$

. Factor de fricción:

$$f = 0.023 \text{ (apéndice 18)}$$

A) Pérdida Hidráulica en la contracción: (hp_a)

$$\begin{aligned} hp_a &= K v^2 / 2g = 0,50 \times (1.51\text{m/seg})^2 / 2 (9.8 \text{ m/seg}^2) \\ &= 0,0582 \end{aligned}$$

$$hp_a = 0,0582 \text{ m.}$$

B) Pérdida Hidráulica en el codo de 45 : (hp_b)

$$L = L/D \times D = 16 \times 0.154 \text{ m} = 2.464 \text{ m}$$

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$\begin{aligned} hp_b &= f L/D \times v^2 / 2g = 0,023 \times 2.464\text{m}/0,154\text{m} \times (151\text{m/} \\ &\text{seg})^2 / 2 \times 9.8\text{m/seg}^2 = 0,0428\text{m.} \end{aligned}$$

$$hp_b = 0.0428 \text{ m.}$$

C) Pérdida Hidráulica en válvula de compuerta: (hp_c)

$$L = L/D \times D = 13 \times 0,154 = 2.002 \text{ m.}$$

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$hp_c = 0.023 \times 2.002/0.154 \times 1.51^2 / 2 \times 9.8 = 0.0348 \text{ m}$$

$$hp_c = 0.0348 \text{ m.}$$

D) Pérdida Hidráulica en los 10 codos de 90 : (hp_d)

$$L = L/D \times D = 30 \times 0,154 = 4.62 \text{ m.}$$

aplicando la fórmula de DARCY:

$$hp_{d_1} = 0.023 \times 4.62 / 0,154 \times 1.51^2 / 2 \times 9.8 = 0.0803 \text{ m}$$

por cada codo.

Sumando los 10 codos:

$$hp_{d_2} = 10 \times hp_{d_1} = 10 \times 0.0803 = 0.803 \text{ m.}$$

$$hp_d = 0,803 \text{ m.}$$

E) Pérdida Hidráulica en longitud de 112 m: (hp_e)

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$hp_e = 0.023 \times 112 / 0,154 \times 1.51^2 / 2 \times 9.8 = 1.946 \text{ m.}$$

$$hp_e = 1.946 \text{ m.}$$

Sumando todas estas pérdidas anteriores, obtenemos la pérdida total del tramo: 3-4:

$$hp_{3-4} = \sum_{i=a}^e hp_i = 2.885 \text{ m.}$$

$$hp_{3-4} = 2.885 \text{ m.}$$

La presión en el punto 3 es:

$$p_3 = p_4 + \gamma hp_{3-4} = 0 + 0,2885 \text{ bar}$$

$$p_3 = 0,29 \text{ bar}$$

b) Cálculo de pérdida hidráulica tramo 1-2

- Longitud de tubería = 5.7 m.

- Diámetro de tubería = 3" Ø Sch 40 (ID=0.0779 m)

<> 3.068 pulg.

<> 0.2557 pies

- Material: Fierro fundido

- Caudal: 20.2 m³/hr.

- Consideraciones:

Expansión: $K = 0.73$ (apéndice 19)

. 3 Codos de 90 : $L/D = 30$ (apéndice 20)

. 1 Válvula: $L/D = 13$ (totalmente abierta) (apéndice 20)

Longitud: 5.7 m.

Determinación de otros valores:

Rugosidad relativa:

$e/D = 0.003324$ (apéndice 17)

Velocidad:

$$V = 4Q / \pi \phi^2 = (4 \times 20.2 \text{ m}^3/\text{hr} / \pi (0.0779 \text{ m})^2) \times 1 \text{ hr} / 3,600 \text{ seg} = 1.18 \text{ m/seg.}$$

$$V = 1.18 \text{ m/seg} \langle \rangle 13,900 \text{ pies/hr.}$$

Número de Reynolds:

$$Re = \rho V D / \mu = (61,5 \times 13,900 \times 0.2557) / 1.75 = 124,906$$

$$Re = 1.2 \times 10^5$$

Factor de fricción:

$$f = 0.028 \text{ (apéndice 18)}$$

A) Pérdida hidráulica en la expansión: (hp_a)

$$hp_a : K V^2 / 2g = 0.73 \times (1.18 \text{ m/seg})^2 / 2 \times 9.8 \text{ m/seg}^2 =$$

$$0.0519 \text{ m}$$

$$hp_a = 0.0519 \text{ m.}$$

B) Pérdida hidráulica en los 3 codos de 90: (hp_b)

$$L = L/D \times D = 30 \times 0.0779 \text{ m} = 2.337 \text{ m}$$

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$hp_{b1} = f \frac{L/D \times V^2}{2g} = 0.028 \times 2.337/0.0779 \times \frac{1.18^2}{2 \times 9.8} = 0.0597 \text{ m por cada codo.}$$

Sumando los 3 codos:

$$hp_{b2} = 3.0 \times hp_{b1} = 3.0 \times 0.0597 = 0.149 \text{ m.}$$

$$hp_b = 0.149 \text{ m.}$$

C) Pérdida hidráulica en válvula de compuerta: (hp_c)

$$L = L/D \times D = 13 \times 0.0779 = 1.013 \text{ m.}$$

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$hp_c = f \frac{L/D \times V^2}{2g} = 0.028 \times 1.013/0.0779 \times \frac{1.18^2}{2 \times 9.8} = 0.0259 \text{ m.}$$

$$hp_c = 0.0259 \text{ m.}$$

D) Pérdida hidráulica en longitud de 5.7 m: (hp_d)

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$hp_d = f \frac{L/D \times V^2}{2g} = 0.028 \times 5.7/0.0779 \times \frac{1.18^2}{2 \times 9.8} = 0.146 \text{ m}$$

$$hp_d = 0.146 \text{ m.}$$

Sumando todas estas pérdidas (anteriores), obtenemos la pérdida total del tramo 1-2:

$$h_{p_{1-2}} = \sum_{i=a}^d h_{pi} = 0.373 \text{ m}$$

$$h_{p_{1-2}} = 0.373 \text{ m}$$

La presión en el punto 2 es:

$$p_2 = p_1 - \gamma h_{p_{1-2}} = 1.7 \text{ bar} - 0.0373 \text{ bar}$$

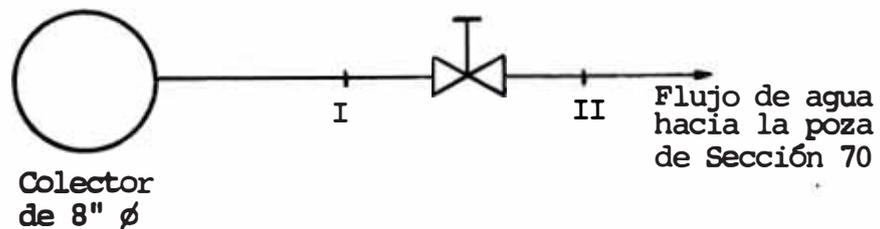
$$p_2 = 1.66 \text{ bar}$$

c) Estimaciones Tomadas

Procedemos a realizar 2 estimaciones:

1. La presión dentro del colector de 8" ϕ , sea de aproximadamente igual a 1.66 bar (presión en el punto 2 del esquema)
2. La presión después de la válvula de 6" ϕ , sea igual a 0.29 bar (presión en el punto 3 del esquema)

Es decir:



$$P_I = 1.66 \text{ bar} \quad (= p_2) \quad 16.6 \text{ m.}$$

$$P_{II} = 0.29 \text{ bar} \quad (= p_3) \quad 2.90 \text{ m.}$$

A) Cálculo de cantidad de cierre de la válvula 6" Ø

Aplicando la fórmula de BERNOULLI en los puntos I y II:

$$\frac{P_I}{\gamma} + \frac{V_I^2}{2g} + z_I = \frac{P_{II}}{\gamma} + \frac{V_{II}^2}{2g} + z_{II} + h_{P_{I-II}}$$

$$h_{P_{I-II}} = \frac{P_I - P_{II}}{\gamma} = 16.6 \text{ m} - 2.9 \text{ m} = 13.7$$

$$h_{P_{I-II}} = 13.7 \text{ m}$$

Aplicando la fórmula de DARCY:

$$L = h_{P_{I-II}} \times D/f \times 2g/V^2 = 13.7 \times 0.154/0.023 \times 2 \times 9.8/1.51^2 = 789\text{m}$$

$$L = 789\text{m}$$

$$L/D = 789\text{m}/0.154\text{m} = 5,123$$

$$L/D = 5,123$$

Entonces del apéndice N°14 obtenemos una apertura de la válvula de 6" Ø de 0.11

4.1.3 Evaluación de costos

El gasto que se efectuó en esta instalación y de acuerdo a los reportes de contabilidad, fueron como sigue:

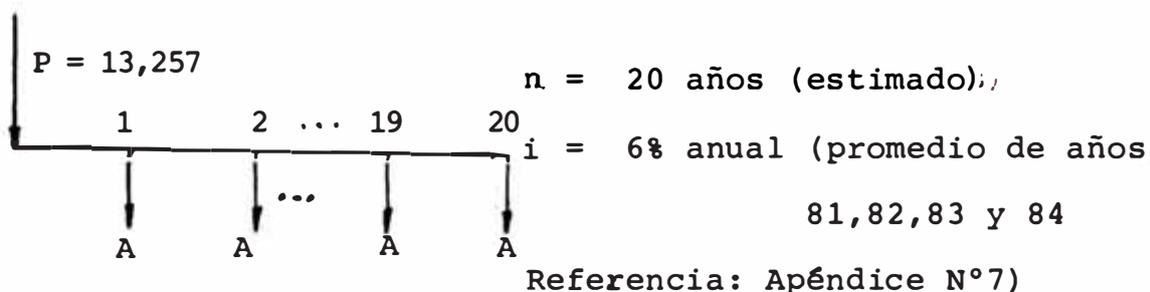
CUADRO 4.1

COSTO DE INSTALACION DE TUBERIA DE SECCION 94 A LA
SECCION 70

1983	Labor S/.	Materiales S/.	Servicio S/.	Total S/.	1 Dólar x S/.	Dólares Totales
MAY	2'997,000	1'179,000	-	4'176,000	1,460	2,860
JUN	10'533,000	401,300	1'055,000	11'989,300	1,586	7,560
JUL	4'681,900	217,600	-	4'899,500	1,727	2,837
						<u>13,257</u>

Costo Total Real = 13,257\$

Entonces el costo anual equivalente⁷, es: suponiendo la vida de esta tubería 20 años, como sigue:



$$A = P \left[\frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] = 13,257 \times \left[\frac{0.06 (1.06)^{20}}{(1.06)^{20} - 1} \right] = 1,156$$

A = 1,156 dólares/año

4.1.4 Ahorro Conseguido

El gasto anual en dólares como pérdida de agua, se calculó como: 136,457\$/año y el costo anual en dólares de la instalación de tubería se determinó como 1,156\$/año.

Entonces el ahorro es de $136,457 - 1,156 = 135,301$ \$/año.

AHORRO = $135,301$ \$/año

4.2 Mejoramiento del Sistema de Agua de Enfriamiento (Ver Apéndice N°23 y N°24).

4.2.1 Descripción de la Alternativa Propuesta

Para el sistema principal de agua de enfriamiento, la alternativa que se propone es utilizar como agua de reposición una de excelente calidad: que es la desmineralizada en lugar de la cruda.

Esta agua desmineralizada recibirá por cierto un tratamiento químico completo: Inhibidor de corrosión a base de minicromatos, dispersante y biocida.

4.2.2 Ventajas sobre el sistema existente

Las ventajas principales son:

Mejorar la transferencia de calor en los equipos por la ausencia total de incrustantes: carbonato, sulfato y fosfato de calcio, las sales de magnesio y sílice. Por ser una agua libre de incrustantes.

Un tratamiento químico más eficiente por la presencia mínima de contaminantes. Para evitar en especial corrosión localizada:

- . Los microorganismos, tendrán menos Nutrientes tales como: hidrocarburos, materia orgánica en general, fosfato, amoníaco, etc. Todos los organismos necesitan:

C, N y P.

- . Menor posibilidad de formación de depósitos y por consecuencia la proliferación de bacterias anaeróbicas, las cuales producen corrosión localizada.
- Por tener la parte principal de la planta (Tostación) un alto costo de lucro cesante de 10,000 dólares por hora y al haberse presentado 4 paradas por problemas en el agua de enfriamiento:

Depósitos en los filtros del enfriador de la soplante principal de la sección 20 (tostación). 4 horas, equivalente a 40,000 dólares.

En 3 oportunidades, mala transferencia de calor del grupo de emergencia, la limpieza duró 8 horas cada una, equivalente a 240,000 dólares.

En 2 oportunidades, mala transferencia de calor en los intercambiadores de grafito de la sección 30. La limpieza duró 24 horas por vez, equivalente a 480,000 dólares.

4.2.3 Características del Nuevo Sistema de Agua Desmineralizada.- En la modificación propuesta, a continuación calcularemos:

- El caudal que necesita el sistema de agua de enfriamiento.
- Los tiempos, producciones y consumos de energía eléctrica en el sistema de agua desmineralizada.

4.2.3.1 Cálculo de Agua Desmineralizada para el Sistema de Agua de Enfriamiento.- Para el sistema modificado de agua de enfriamiento, la cantidad necesaria de agua desmineralizada, es como sigue:

Reposición = Evaporación + Arrastre + Purgas.

4.2.3.1.1 Cálculo de Evaporación(E)

La evaporación inevitable que ocurre en la torre de enfriamiento es:

$$E = Q_r \times \Delta T / 560 \text{ (m}^3\text{/hr)}$$

Donde: Q_r = Caudal de recirculación = 3,600 m³/hr

ΔT = Caída de temperatura = 5°C

560 = Constante de conversión de unidades.

Reemplazando:

$$E = 3,600 \text{ m}^3\text{/hr} \times 5^\circ\text{C} / 560 = 32.1 \text{ m}^3\text{/hr}$$

$$E = 32.1. \text{ m}^3\text{/hr}$$

4.2.3.1.2 Determinación del Arrastre

(A) . El arrastre de agua en Fase líquida que se va con la evaporación se midió en planta y dió:

A = 4 m³/hr y su composición es como una purga (inevitable):

4.2.3.1.3 Determinación de Purgas (P)

Por condición del estudio,- no habrán purgas; a diferencia de las purgas del sistema exist

tente que es de $32 \text{ m}^3/\text{hr}$

$$P = 0 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Entonces la reposición es de: $32.1 + 4 = 36.1 \text{ m}^3/\text{hr}$

$$\text{Reposición} = 36.1 \text{ m}^3/\text{hr}$$

4.2.3.2 Determinación de Consumos de Agua Desmineralizada en Producción

El consumo de agua desmineralizada para las demás secciones, es como sigue:

- Caldera Lamont : $30 \text{ m}^3/\text{hr}$
 - Sección 30 : $1.4 \text{ m}^3/\text{hr}$
 - Laboratorio Central : $0.0119 \text{ m}^3/\text{hr}$
 - Sección 93 : $36.1 \text{ m}^3/\text{hr}$
- $67.5 \text{ m}^3/\text{hr}$

4.2.3.3 Cálculo de Consumos durante la Regeneración

El tiempo de regeneración es el mismo ($t_R = 4.5 \text{ hr}$) y los consumos ocurridos diferentes al sistema existente, y son:

- Para la Regeneración : 173.6 m^3
 - Demás secciones = 67.5×4.5 : 303.8 m^3
- 477.4 m^3

Este consumo de 477.3 m^3 , trae consigo una disminución de nivel de agua en el tanque de almacenamiento de agua desmineralizada de:

$$\Delta h = 477.3 \text{ m}^3 \times 10 \text{ m} / 700 \text{ m}^3 = 6.8 \text{ m}$$

Siendo la altura inicial de 9.00m, entonces la altura final (h_f), será de:

$$h_f = 9.00 - 6.8 = 2.2 \text{ m}$$

$$h_f = 2.2 \text{ m}$$

4.2.3.4 Cálculo del Tiempo Después de la Regeneración (t_{DR}) .- (producción de agua desmineralizada) = (consumo de agua desmineralizada) + (caudal de incremento dentro del tanque)

$$92 \text{ m}^3/\text{hr} = 67.5 \text{ m}^3/\text{hr} + 477.4/t_{DR}$$

$$t_{DR} = 477.4/(92 - 67.5) = 19.49$$

$$t_{DR} = 19.49 \text{ hr}$$

4.2.3.5 Cálculo de Producción Después de la Regeneración (P_{DR})

$$P_{DR} = 92 \text{ m}^3/\text{hr} \times 19.49 \text{ hr} = 1,793 \text{ m}^3 < 1,875 \text{ m}^3$$

$$P_{DR} = 1,793 < (\text{producción entre regeneraciones} = P_{ER} = 1,875 \text{ m}^3)$$

$$P_{DR} = 1,793 \text{ m}^3$$

4.2.3.6 Cálculo de los Tiempos de Parada y Producción del Ciclo menor (t_p , t_p)

Asumimos:

$$t_p = 15' \langle \rangle 0.25 \text{ hr}$$

Decremento de volúmen de el tanque de almacenamiento:

$$67.5 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0.25 \text{ hr} = 16.87 \text{ m}^3$$

El tiempo de producción (t_p) será:

$$92 \text{ m}^3/\text{hr} = 67.5 \text{ m}^3/\text{hr} + 16.87/t_p$$

$$t_p = 0.688 \text{ hr}$$

La producción del ciclo menor (P_{cm}), será:

$$92 \text{ m}^3/\text{hr} \times 0.688 \text{ hr} = 63.35 \text{ m}^3$$

La producción del ciclo mayor (P_{CM}), será:

$$1,793 \text{ m}^3 + 63.35 \text{ m}^3 = 1,856 \text{ m}^3$$

$$P_{CM} = 1,856 \text{ m}^3 < (P_{ER} = 1,875 \text{ m}^3)$$

Entonces Iterando:

t_p (hr)	$\downarrow V_{TK}$ (m ³)	$t_{P_{cm}}$ (hr)	P_{cm} (m ³)	P_{CM} (m ³)	Comparación
30' $\langle \rangle$ 0.5	33.75	1.38	127	1,920	$> 1,875 \text{ m}^3$
20' $\langle \rangle$ 0.333	22.50	0.918	84.49	1,877	$> 1,875 \text{ m}^3$
19' $\langle \rangle$ 0.3166	21.38	0.8724	80.27	1,873	$< 1,875 \text{ m}^3$
19.5' $\langle \rangle$ 0.325	21.94	0.895	82.38	1,875	$= 1,875 \text{ m}^3$

Entonces:

$$t_p = 0.325 \text{ hr}$$

$$t_p = 0.895 \text{ hr}$$

4.2.3.7 Resumen de Tiempos y Producciones

A continuación daremos los tiempos y producciones calculados para el sistema modificado del sistema de agua desmineralizada:

CUADRO 4.2

TIEMPOS Y PRODUCCIONES DEL SISTEMA MODIFICADO DE AGUA DESMINERALIZADA

TIEMPO O PRODUCCION	ABREV.	SIST. MODIFICADO
Tiempo de parada	t_p	0.325 hr
Tiempo de Producción menor	t_p	0.895 hr
Tiempo de un ciclo menor	t_{cm}	1.22 hr
Tiempo de regeneración	t_R	4.5 hr
Tiempo después de regeneración	t_{DR}	19.49 hr
Tiempo entre regeneraciones	t_{ER}	20.71 hr
Tiempo de un ciclo mayor	t_{cM}	25.21 hr
Número de ciclos menores	n	1
Producción durante la regeneración	P_R	0 m ³
Producción después de la regeneración.	P_{DR}	1,793 m ³
Producción de un ciclo menor	P_{cm}	82.38 m ³
Producción de un ciclo mayor	P_{cM}	1,875 m ³
Producción mensual de agua desmineralizada	P	53,550 m ³

4.2.3.8 Cálculo de Consumo de Agua Potable para la Regeneración.- En el sistema anterior de acuerdo al cuadro 3.2, ocurren 13.3 regeneraciones por mes y el sistema actual, ocurren 28.6 regeneraciones por mes. Entonces se produce un incremento de 15.3 regeneraciones - por mes.

El caudal de esta agua es de 92 m³/hr y lo hace en 3.3 hr por regeneración. Entonces el volumen de agua potable que se aplica en las regeneraciones - por mes, es de:

$$V = 92 \text{ m}^3/\text{hr} \times 3.3 \text{ hr}/\text{reg} \times 15.3 \text{ reg}/\text{mes} = 4,645 \text{ m}^3/\text{mes}$$

Consumo de agua potable para las regeneraciones en un mes
= 4,645 m³/mes

4.2.4 Producciones de Agua

Las nuevas producciones de los 4 tipos de agua son como sigue:

4.2.4.1 Agua Desmineralizada

Según cuadro N°4.2

Producción de agua desmineralizada = 53,550 m³/mes

4.2.4.2 Agua Enfriamiento

Según 4.2.3.1.3

Reposición para agua de enfriamiento = 25,992 m³/mes

4.2.4.3 Agua Potable

- El incremento de agua potable para ser desmineralizada: según cuadros 3.2 y 4.2 tenemos:

$$53,550 \text{ m}^3/\text{mes} - 24,885 \text{ m}^3/\text{mes} = 28,665 \text{ m}^3/\text{mes}$$

El incremento de agua potable para las regeneraciones - por mes son:

$$\begin{aligned} \text{Sistema existente: } & 92\text{m}^3/\text{hr} \times 3.3 \text{ hr/Reg} \times 13.3 \text{ Reg/mes} \\ & = 4,038 \text{ m}^3/\text{mes}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Sistema modificado: } & 92 \text{ m}^3/\text{hr} \times 3.3 \text{ hr/Reg} \times 28.6 \text{ Reg/} \\ \text{mes} & = 8,683 = 8,683\text{m}^3/\text{mes} \end{aligned}$$

$$\text{Entonces el incremento es de: } 4,645 \text{ m}^3/\text{mes}.$$

Sumando estos 2 valores, tenemos el incremento total:

$$28,665 \text{ m}^3/\text{mes} + 4,645 \text{ m}^3/\text{mes} = 33,310 \text{ m}^3/\text{mes}$$

Y sumando la producción mensual del sistema existente, - tendremos la producción de agua potable por mes, ver apéndice N°11 y es:

$$33,310 \text{ m}^3/\text{mes} + 35,500 \text{ m}^3/\text{mes} = 68,810 \text{ m}^3/\text{mes}$$

$$\text{Producción de Agua Potable} = 68,810 \text{ m}^3/\text{mes}$$

4.2.4.4 Agua Cruda

Disminución de agua cruda para el sistema de enfriamiento existente $68 \text{ m}^3/\text{hr} \times 720 \text{ hr/mes} = 48,960 \text{ m}^3/\text{mes}$

Aumento de agua cruda para potabilización y ser desmineralizada, es de:

$$33,310 \text{ m}^3/\text{mes}.$$

- La producción de agua cruda del sistema existente, según apéndice N°11, es de = 148,000 m3/mes.

Entonces la producción de agua cruda, es de:

148,000 m3/mes - 48,960 m3/mes + 33,310 m3/mes =
132,350 m3/mes.

Producción de Agua Cruda = 132,350 m3/mes.

4.2.4.5 Resumen de Producción de Aguas

CUADRO 4.3

PRODUCCION. MENSUAL. DE LOS 4

TIPOS DE AGUA

	AGUA CRUDA	AGUA POTABLE	AGUA ENFRIAMIENTO	AGUA DESMINERALIZADA
PRODUCCION (m3/mes)	132,350	68,810	25,992	53,550

4.2.5 Evaluación de Costos

Como se indicó en el punto 3.1.2, la evaluación de los costos para todos los tipos de agua, tendrán la misma metodología, y así poder realizar una mejor comparación.

4.2.5.1 Costos Fijos

Por ser una modificación solamente, - los costos fijos son iguales a los del sistema existente. Ver cuadros 3.3 y 3.4. Costos de equipos de infraestructura de la sección 90.

4.2.5.2 Costos de Operación y Mantenimiento

Los considerados son: labor, energía eléctrica, reactivos y materiales y suministros:

4.2.5.2.1 Costo de Labor

Son iguales a los del sistema existente, por cuanto no hay incremento ni retiro de personal. Recopilando de 3.1.2.2.1 obtenemos:

CUADRO 4.4

COSTO DE LABOR DE LOS CUATRO TIPOS DE AGUA

	<u>AGUA CRUDA</u>	<u>AGUA POTABLE</u>	<u>AGUA ENFRIAMIENTO</u>	<u>AGUA DESMINERALI-</u> <u>ZADA</u>
DE LABOR (\$/MES)	3,434	429	1,287	1,287

4.2.5.2.2 Costo de Energía Eléctrica

Se consideró, la disminución o el aumento de horas de funcionamiento de los equipos para los diferentes tipos de agua y afectándolos por un valor en dólares totales equivalente por KW x hora.

a) Costo de Agua Cruda

Comparando la producción de agua cruda en los 2 sistemas, ver apéndice 11 y cuadro 4.3 notaremos un decremento de:

$$148,000 \text{ m}^3/\text{mes} - 132,350 \text{ m}^3/\text{mes} = 15,650 \text{ m}^3/\text{mes}.$$

Las bombas que impulsan esta agua tienen un caudal de 470 m³/hr y para bombear 15,650 m³, lo hacen entonces en 33.3 horas/mes. Y la potencia de bombeo es de 372 kW. Entonces la energía mensual de bombeo es de: 372 kW x 33.3 hr/mes = 12,388 kW x hr/mes.

y el costo de energía eléctrica, tomando como referencia la sección 93 (apéndice N°3), es de:

$$417,500 \text{ kW x hr/mes} = 17,926 \text{ dólares/mes}$$

$$12,388 \text{ kW x hr/mes} = X$$

$$X = 12,388 \text{ kW x hr/mes} \times ((17,926 \text{ dólares/mes}) / (417,500 \text{ kW x hr/mes})) = X = 532 \text{ dólares/mes.}$$

Entonces habrá que disminuir al sistema existente (ver 3.1.2.2.2.a.)

13,339 dólares/mes - 532 dólares/mes = 12,807 dólares/mes.

Costo de Energía Eléctrica de Agua Cruda = 12,807 dólares/mes.

b) Costo de Agua Potable

Ocurre un incremento ver N°11 cuadro 4.3, de: 35,500m³/mes a 68,810 m³/mes = 33,310 m³/mes.

La bomba (027Y ó 028Y) que impulsa esta agua tiene un caudal de 92 m³/hr y para bombear 33,310 m³, lo hace entonces en : 362 horas/mes. Y la potencia de bombeo es de 22kW. Entonces la energía mensual de bombeo es de: 22kW x 362 hr/mes = 7,965 kW x hr/mes

Y el costo de energía eléctrica, tomando como referen-

cia la sección 93 (apéndice N°3), es de :

$$X_1 = 7,965 \text{ kW x hr/mes x } ((17,926 \text{ dólar/mes}) / (417,500 \text{ kW hr/mes})) = 342$$

$$X_1 = 342 \text{ dólares/mes}$$

Por otro lado también ocurre otro aumento, producto del bombeo de 026Y a la sección de potabilización (caudal 600 m³/hr y potencia de 132 kW).

Entonces la energía mensual de bombeo es para un bombeo de: $33,310 \text{ m}^3/\text{mes} \div 600 \text{ m}^3/\text{hr} = 55.5 \text{ hr/mes}$, es de: $132 \text{ kW x } 55.5 \text{ hr/mes} = 7,328 \text{ kW x hr/mes}$

Y su correspondiente costo de energía eléctrica, tomando como referencia la sección 93 (apéndice N°3), es de:

$$X_2 = 7,328 \text{ kW x hr/mes x } ((17,926 \text{ dólares/mes}) / (417,500 \text{ kW x hr/mes})) = 315$$

$$X_2 = 315 \text{ dólares/mes}$$

Entonces para el costo total habrá que aumentar $(X_1 + X_2)$ al sistema existente. (ver 3.1.2.2.2.b)

$$576 \text{ dólares/mes} + 342 \text{ dólares/mes} + 315 \text{ dólar/mes} = 1,233 \text{ dólar/mes}$$

Costo de Energía Eléctrica de Agua Potable = 1,233 dólar/mes

c) Costo de Agua de Enfriamiento

Ocurre un decremento ya que habrá que enviar menos cantidad de agua de reposición, ver apéndice 11 y cuadro 4.3, y es de:

$$48,960 \text{ m}^3/\text{mes} - 25,992 \text{ m}^3/\text{mes} = 22,968 \text{ m}^3/\text{mes}$$

La bomba (026Y) que impulsa esta agua tiene un caudal de: $600 \text{ m}^3/\text{hr}$ y para bombear $22,968 \text{ m}^3$, lo hace entonces en: $38.28 \text{ hr}/\text{mes}$. Y la potencia de bombeo es de 132 KW . Entonces la energía mensual de bombeo es de:

$$132 \text{ KW} \times 38.28 \text{ hr}/\text{mes} = 5,052.9 \text{ KWxhr}/\text{mes}$$

Y el costo de energía eléctrica, tomando como referencia la sección 93 (Apéndice N°3), es de:

$$X = 5,053 \text{ KW} \times \text{hr}/\text{mes} \left(\frac{17,926 \text{ dólares}/\text{mes}}{417,500 \text{ KW} \times \text{hr}/\text{mes}} \right) = 217 \text{ dólar}/\text{mes}$$

$$X = 217 \text{ dólares}/\text{mes}$$

Entonces habrá que disminuir al sistema existente (ver 3.1.2.2.2.c):

$$17,926 \text{ dólares}/\text{mes} - 217 \text{ dólares}/\text{mes} = 17,709 \text{ dól.}/\text{mes}$$

$$\begin{aligned} \text{Costo de Energía Eléctrica de Agua de Enfriamiento} &= \\ &= 17,709 \text{ dól.}/\text{mes} \end{aligned}$$

d) Costo de Agua Desmineralizada

Se determinó en el Apéndice N°15, y es de:

$$\begin{aligned} \text{Costo de Energía Eléctrica de Agua Desmineralizada} &= \\ &= 1,138 \text{ dól.}/\text{mes} \end{aligned}$$

4.2.5.2.3 Costo de Reactivos

Estos costos lo consideramos, directamente proporcional a las producciones de agua

encontrados en el sistema existente (ver 3.1.2.2.3). Excepto agua de enfriamiento que tendrá otro modelo de tratamiento químico.

a) Costo de Agua Cruda

En el sistema existente, se determinó el costo de reactivos en 734 dólares/mes, para una producción de agua cruda de 148,000 m³/mes (ver apéndice N°11).

Entonces para una producción en el sistema modificado de 132,350 m³/mes (ver cuadro 4.3), el costo de reactivos es de: $132,350 \text{ m}^3/\text{mes} \left(\frac{734 \text{ dólares/mes}}{148,000 \text{ m}^3/\text{mes}} \right) = 656 \text{ dólares/mes}$

Costo de Reactivos de Agua Cruda = 656 dólares/mes

b) Costo de Agua Potable

En el sistema existente se determinó el costo de reactivos en 7.3 dólares/mes, para una producción de agua potable de 35,500 m³/mes (ver apéndice N°11).

Entonces para una producción en el sistema modificado de 68,810 m³/mes (ver cuadro 4.3), el costo de reactivos es de:

$$68,810 \text{ m}^3/\text{mes} \left(\frac{7.3 \text{ dólares/mes}}{35,500 \text{ m}^3/\text{mes}} \right) = \\ = 14 \text{ dólares/mes}$$

Costo de Reactivos de Agua Potable = 14 dólares/mes

c) Costo de Agua de Enfriamiento

- Inhibidor de corrosión: N7370, la cantidad necesaria, de acuerdo al proveedor es de 15 ppm en el

arrastre que es $4 \text{ m}^3/\text{hr}$, en nuestro caso.

Entonces: $(15 \times 2.2 \times 4 \times 720 / 1,000) \text{ lb/mes} \times 2.47 \text{ \$/lb} =$
 $= 235 \text{ dólares/mes}$

- Dispersante: N7302, la cantidad necesaria de acuerdo al proveedor es de 21 ppm referente al arrastre que es $4 \text{ m}^3/\text{hr}$ en nuestro caso. Entonces $(21 \times 2.2 \times 4 \times 720 / 1,000 \text{ lb/mes}) \times 3.08 \text{ \$/lb} = 410 \text{ dólares/mes}$
- Biocida N7326, dada la importancia de un biocida, conservadoramente estimamos la cantidad igual que en el sistema existente (ver 3.12.2.3.c) =
 $= 1,456 \text{ dólares/mes}$

Entonces:

Costo de Reactivos de Agua de Enfriamiento = 2,101 dól./mes

d) Costo de Agua Desmineralizada

- Reactivos

Hidróxido de sodio:

$0.4 \text{ ton/reg} \times (720 \text{ hr/mes} / 25.21 \text{ hr/reg}) \times (567,000 \text{ soles/Ton}) / (1,582 \text{ soles/dólar}) = 4,094 \text{ dólares/mes}$
(Junio 1983)

Acido sulfúrico:

Consideramos cero

Resinas

Del apéndice N°16, tenemos:

. Resinas catiónicas y aniónicas: 1,223 dólares/mes

(Enero 1981) a Junio 1983 del apéndice N.º7

⇒ 1,480 dólares/mes

Entonces:

Costo de Reactivos y Resinas de Agua Desmineralizada = 5,574 dólares/mes

4.2.5.2.4 Costo de Materiales y Suministros

Como no tenemos mayores referencias, estimaremos que éstos son directamente proporcional a las producciones de cada tipo de agua.

a) Costo de Agua Cruda

$$(109 \text{ dólares/mes}) / (148,000 \text{ m}^3) \times 132,350 \text{ m}^3 \\ = 97.5 \text{ dólares/mes}$$

Costo de Materiales y Suministros de Agua Cruda

$$= 97.5 \text{ dólares/mes}$$

b) Costo de Agua Potable

$$(39 \text{ dólares/mes}) / (35,500 \text{ m}^3) \times 68,810 \text{ m}^3 \\ = 76 \text{ dólares/mes}$$

Costo de Materiales y Suministros de Agua Potable

$$= 76 \text{ dólares/mes}$$

c) Costo de Agua de Enfriamiento

$$(42 \text{ dólares/mes}) / (48,960 \text{ m}^3) \times 25,992 \text{ m}^3 = 22 \text{ dól./mes}$$

Costo de Mat. y Suministros de Agua de Enf. = 22 dól./mes

d) Costo de Agua Desmineralizada

$$(89 \text{ dólares/mes}) / (25,000 \text{ m}^3) \times 53,550 \text{ m}^3 = 191 \text{ dólares/mes}$$

Costo de Materiales y Suministros de Agua Desmineralizada = 191 dól/mes

4.2.5.2.5 Costo Total de Operación

Sumando, los costos anteriores, obtendremos los costos totales para el sistema modificado, según el siguiente cuadro:

CUADRO N°4.5

COSTO TOTAL DE OPERACION POR CADA TIPO DE AGUA DEL SISTEMA MODIFICADO

TIPO DE GASTO	TIPO DE AGUA	COSTOS TOTALES DE OPERACION DEL SISTEMA MODIFICADO AL 30 JUNIO 1983 (DOLARES/MES)			
		AGUA CRUDA	AGUA POTABLE	AGUA ENFRIAM.	AGUA DESMIN.
Labor		3,434	429	1,287	1,287
Energía Eléct.		12,807	1,233	17,709	1,138
Reactivos		656	14	2,101	5,574
Materiales y Suministros		97.5	76	22	191
TOTAL		17,003	1,382	21,119	8,173

Entonces el costo total de operación de los 4 tipos de agua del sistema modificado es de: 47,677 dólares/mes.

4.2.6 Ahorro

Comparando los costos de operaciones de ambos sistemas, según los cuadros: 3.7 y 4.5, obtenemos:

- Costo total de Operación del Sistema Existente= 54,507 dól/mes
- Costo total de Operación del Sistema Modificado= 47,677 dól/mes

Entonces obtendremos un ahorro estimado mensual de:

$$(54,507 \text{ dólares/mes} - 47,677 \text{ dólares/mes}) = 6,830 \text{ dól./mes}$$

$$\text{AHORRO} = 6,830 \text{ dólares/mes} \langle \rangle 81,960 \text{ dólares/año.}$$

CONCLUSIONES

1. En toda Planta Industrial donde exista disponibilidad de agua desmineralizada y presente un Sistema de Enfriamiento, parecido a la Refinería de Zinc-Cajamarquilla, es conveniente realizar un estudio técnico-económico, ya que resultaría factible.
2. Toda Empresa debe analizar y determinar el modelo del tratamiento de agua de enfriamiento más conveniente; y no como ocurre en la mayoría de Plantas Industriales, donde el proveedor o representante de reactivos químicos es quién lo determina.
3. Los proveedores o técnicos representantes de productos químicos para tratamiento de agua de Enfriamiento desconocen las fórmulas químicas de los reactivos que venden, entonces es conveniente que la Empresa (dueña de la Planta) optimice el tratamiento con equipos de monitoreo: corrosómetro, corrater, modelos por similitud, etc.
4. Que los programas mecanizados de contabilidad de toda Empresa se adecuen mejor, dando a conocer resultados reales, de tal manera se entienda con facilidad los costos, por ejemplo: en la Refinería de Zinc-Cajamar-

quilla de aplicarse este estudio, indiquen todos los costos parciales de los diferentes tipos de agua para un análisis económico y poder realizar un correcto seguimiento a esta modificación.

5. De aplicarse este estudio en la Refinería de Zinc Cajamarquilla, se estaría optimizando principalmente la sección de desmineralizado, ya que cuando llegue a ser obsoleta, haya funcionado a plena capacidad para lo cual fue diseñada.

BIBLIOGRAFIA

1. ATLAS COPCO MANUAL, Tercera Edición.
Editado Atlas Copco S.A.E., impreso en España por
Cronocolor, S.A., Madrid 1979.
2. CRANE, FLOW OF FLUIDS, by The Engineering Division
Crane Co., Chicago.
3. DEGREMONT, Fifth Edition
Water Treatment Handbook, by Degremont, France 1979
4. FAIRES, Termodinámica, Cuarta Edición en Inglés,
Unión Tipográfica Editorial Hispano Americana, México
1965.
5. MARKS, Manual del Ingeniero Mecánico, Octava Edición
en Inglés, libros McGraw-Hill de México, S.A. de C.V.,
1982.
6. NALCO, Water Handbook, McGraw Hill Book Company, New
York, 1979.
7. TARQUIN, Ingeniería Económica.
