

72  
2y



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO PARA  
PROCESAR RESIDUOS DE LA PLANTA  
DE CROMATOS DE MÉXICO

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERO QUÍMICO**

P R E S E N T A :

**LAURA ESTELA DEL MORAL PALACIO**



FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.

1991



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## INDICE

	Página
CAPITULO I. INTRODUCCÓN	1
CAPITULO II. ANTECEDENTES	
2.1 Características Geográficas	5
2.2 Toxicología del cromo	6
2.3 Estudios previos relacionados	
2.3.1 <u>Concentración de cromo en personas</u>	9
2.3.2 <u>Concentración de cromo en agua y suelo</u>	10
2.3.3 <u>Concentración de cromo en el confinamiento</u>	12
2.3.4 <u>Efluente AHMSA</u>	14
2.4 Selección de opciones de tratamiento	
2.4.1 <u>Reducción</u>	15
2.4.2 <u>Intercambio iónico</u>	20
2.4.3 <u>Reducción electroquímica</u>	23
2.4.4 <u>Recuperación evaporativa</u>	23
2.4.5 <u>Osmosis inversa</u>	24
2.4.6 <u>Extracción</u>	25
2.4.7 <u>Adsorción con carbón activado</u>	25
2.4.8 <u>Concentración por congelamiento</u>	25
2.4.9 <u>Precipitación</u>	26
2.4.10 <u>Elección de proceso a utilizar</u>	26
2.5 Estudio preliminar para diseño de la planta piloto	
2.5.1 <u>Molienda</u>	29
2.5.2 <u>Disolución</u>	30
2.5.3 <u>Reducción química</u>	31
2.5.4 <u>Precipitación</u>	32
2.5.5 <u>Filtración</u>	32
2.5.6 <u>Cristalización y concentración</u>	33
2.5.7 <u>Fabricación de ladrillos</u>	33

## CAPITULO III. DISEÑO DEL PROCESO

3.1 Datos experimentales disponibles	
3.1.1 <u>Sólido del confinamiento</u>	35
3.1.2 <u>Efluente residual AHMSA</u>	35
3.1.3 <u>Requerimiento de cal</u>	36
3.1.4 <u>Densidad inicial del sólido</u>	36
3.1.5 <u>Rapidez de sedimentación de los lodos estabilizados</u>	37
3.2 Tratamiento de datos experimentales	
3.2.1 <u>Cálculo del pH de disolución al agregar Ácido AHMSA</u>	37
3.2.2 <u>Cálculo de la cal necesaria</u>	39
3.2.3 <u>Cálculo del agua necesaria para solubilizar:</u>	40
FeSO <sub>4</sub>	40
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	41
3.3 Balance de masa del proceso	
3.3.1 <u>Estequiometría de la reacción</u>	42
3.3.2 <u>Cantidad de materias primas requeridas</u>	43
Hierro	43
Ácido sulfúrico	45
Cal	46
Cantidades promedio de reactivos	46
3.3.3 <u>Cantidad de producto obtenido</u>	47
Sólido y líquido después de la precipitación	47
Sólido y líquido después de la filtración	49
Sal obtenida por cristalización y evaporación	50
3.3.4 <u>Diagramas de proceso</u>	57

## CAPITULO IV. DISEÑO DE EQUIPO DE PROCESO

4.1 Tuberías	59
4.1.1 <u>Tubería de alimentación de agua</u>	60
4.1.2 <u>Tubería de descarga de molino</u>	61
4.1.3 <u>Tubería de descarga de tanque de reacción</u>	61
4.1.4 <u>Tubería de descarga de cristalizador</u>	63

4.2	Bombas	63
4.2.1	<u>Bomba para alimentación de agua</u>	65
4.2.2	<u>Bomba de descarga del molino</u>	67
4.2.3	<u>Bomba para descarga del reactor</u>	69
4.2.4	<u>Bomba para descarga de cristalizador</u>	70
4.3	Tanque de reacción	72
4.4	Agitador	73
4.5	Sistema de filtración	74
4.6	Cristalizador	75
4.7	Evaporador solar	80
4.8	Horno	82
CAPITULO V. COSTOS Y BENEFICIOS		
5.1	Financiamiento requerido	85
5.1.1	<u>Inversión fija</u>	85
	Cotizaciones de equipo	86
	Costos actualizados	86
	Materiales adicionales	88
	Inversión total de la planta	89
5.1.2	<u>Capital de trabajo</u>	91
	Inventario de producto	91
	Inventario de materias primas	92
	Inventario de servicios auxiliares	93
	Inventario de mano de obra de operación	96
	Total acumulado	96
5.1.3	<u>Costos de operación y mantenimiento</u>	96
	Costo u oportunidad del dinero	96
	Inversión anualizada	97
	Costos totales de operación mensuales	98
	Costo mensual total	99
	Costo unitario	99
5.2	Beneficios	99
5.2.1	<u>Ventas</u>	99
5.2.2	<u>Disminución de las enfermedades</u>	100
	Estadísticas de morbilidad	100

Costos por enfermedades	101
5.2.3 <u>Disminución de la contaminación en agua</u>	103
Costo de tratamiento del agua contaminada	103
Possibilidad futura de contaminación	104
5.3.4 <u>Relación planta piloto - planta industrial</u>	107
Escalamiento del proceso global	107
Escalamiento económico	113
CAPITULO VI. DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES	115
BIBLIOGRAFIA	129
APENDICE .TABLAS Y GRÁFICAS	133

## CAPITULO I

### INTRODUCCION

En 1958 se estableció en la colonia Lechería, municipio de Tultitlán, estado de México, una empresa llamada Cromatos de México, S.A.

Esta empresa empleaba a 160 trabajadores para producir diariamente 12 toneladas de cromato de sodio, 1 tonelada de cromato de potasio, 8 toneladas de sulfato de sodio y 6 toneladas de hidróxido de aluminio.

El proceso se realizaba a cielo abierto, sin control alguno sobre sus emisiones sólidas, líquidas y polvos. Además de una eficiencia del proceso muy baja, no se recirculaba el material residual.

Durante el funcionamiento de la planta, los residuos del proceso que tenían aspecto de grava fueron acumulados en lugares cercanos y usado como material de relleno para calles de las colonias Lechería y Recursos Hidráulicos, vía López Portillo, carretera México-Cuautitlán y vías del ferrocarril a Pachuca. Los residuos solubles provenientes de las tinas de lavado, de color amarillo y aspecto salino, fueron depositados en un pequeño confinamiento construido para este fin.

Después de algunos años, los habitantes de zonas cercanas observaron que el agua doméstica, que tenía un tono amarillento provocado por los polvos provenientes de las chimeneas y los

residuos sólidos, causaba la muerte a los animales domésticos, además de enfermedades respiratorias, que iban desde simples irritaciones hasta perforaciones del tabique nasal.

Los padres de familia de la Escuela Reforma, vecina de la planta, solicitaron a la UNAM y a los Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial (LANFI) que realizaran un estudio de evaluación general sobre el grado de contaminación de la región.

En 1978, los Servicios Coordinados de Salud de la Secretaría del Mejoramiento de Ambiente clausura la planta y se comienza la construcción de un cementerio industrial que se termina en 1982 y se inaugura en 1983.

Este cementerio es un recipiente con muros de concreto reforzado y cubierto de pavimento; el suelo no tiene recubrimiento alguno ni mecanismo para recuperar los lixiviados. El material depositado en él fue mezclado con tepetate de la región.

La cubierta, desde la etapa de construcción presentó bafamientos y baches, que aunque se corrigieron, todavía actualmente se siguen presentando. Esto, aunado con el desconocimiento del comportamiento del cromo en la zona geohidrológica en que se encuentra provoca que hasta la actualidad exista una grave contaminación en el suelo y agua tanto industriales como domésticas.

A raíz de este problema tan serio varias dependencias de la UNAM, como la Facultad de Química, Instituto de Geografía, IIMAS, Instituto de Biología, han estudiado diferentes aspectos del mismo

y ahora se tiene una visión muy clara de cual es el problema y cual es la forma más efectiva de solucionar no sólo las consecuencias, sino el origen del problema.

Con los resultados obtenidos se diseñará y construirá una planta piloto, cuya importancia radica en la necesidad de obtener los parámetros reales del comportamiento del material confinado expuesto a diferentes condiciones de reacción para obtener un producto no tóxico; además para disponer de cantidades suficientes del producto y subproductos para probar su aceptación en el mercado; así como para comprobar, en equipo análogo al que se usa industrialmente, los mecanismos de reacción y separación y los rendimientos y eficiencias que se pueden esperar.

Los resultados de esta etapa serán usados para el escalamiento de una planta industrial que podrá resolver el problema en un plazo relativamente corto de una forma óptima y definitiva.

En particular, este trabajo se enfocará primordialmente a :

Predecir, de acuerdo a los resultados obtenidos en laboratorio, el comportamiento del material del confinamiento cuando se somete a una reducción y precipitación, proceso que se considera efectivo para solucionar el problema de contaminación, ya que estabiliza químicamente al cromo, tornándolo insoluble.

Determinar los balances de masa y energía del tratamiento de un lote de residuo sólido con concentraciones de cromo promedio.

Diseñar y dimensionar el equipo requerido para cada operación

unitaria de la planta piloto para que durante su operación se trate eficazmente el residuo sólido y, sobre todo, se obtengan los parámetros necesarios para el escalamiento de una planta a nivel industrial.

Cuantificar los requerimientos económicos probable para la construcción y operación de la planta piloto, durante el tiempo de experimentación requerido.

Analizar los beneficios, tanto sociales como económicos, que se obtendrán al solucionar este grave problema.

## CAPITULO II

### ANTECEDENTES

#### 2.1 Características Geográficas (25, 46)

El Municipio de Tultitlán se encuentra ubicado en la zona noreste del estado y forma parte de la zona conurbada con el Distrito Federal. Ocupa una superficie de 71.08 km<sup>2</sup>.

Las formaciones geológicas presentes en esa región pertenecen al cenozoico. En la parte sur del municipio predominan las rocas ígneas extrusivas del terciario; en el norte se han desarrollado, a partir de dichas rocas, suelos de origen fluvial y lacustre.

Esta zona está ubicada a la salida de un pequeño valle, llamado Valle de Cuautitlán, que es una depresión relativa, de relieve plano.

Tultitlán cuenta con 43 pozos profundos, 10 arroyos y 6 acueductos. El volumen de agua subterránea extraída con respecto al total estatal es de 3%. Las corrientes de agua superficial bajan hacia el valle en gran número, pero con escaso caudal.

Al nornoreste el suelo predominante de una pequeña porción es el "solonchak", que presenta un alto contenido de sales y una capa superficial fértil y rica en humus; en la parte norte prevalece el vertisol pelico, que por su alto contenido de arcilla dificulta su manejo tanto para la agricultura como para la construcción; al sur predomina el feozem, que por su riqueza en materia orgánica y nutrimentos resulta apto para la agricultura.

La vegetación presenta cierta variación ya que al noreste existe una pequeña porción cubierta por pastizal halófilo; al centro, sur y oeste se extienden dos pequeñas franjas cubiertas por pastizal inducido y al sur se localiza una zona cubierta de matorral *causicaule* donde prácticamente no existe vegetación natural. La agricultura de riego se da en la zona centro y norte. A excepción de una pequeña región al sureste del municipio, la superficie es apta para el desarrollo de la agricultura mecanizada continua.

El clima predominante en este municipio es el templado subhúmedo con lluvias en verano. El régimen pluvial medio oscila entre los 600 y 800 mm. La temperatura media anual registrada varía entre los 12 y 16°C.

Los porcentajes aproximados de escurrimiento e infiltración para la zona montañosa es del 21% y 24% respectivamente. En la planicie el valor de la infiltración es de un 10%.

Aunque la planicie es buena almacenadora de agua subterránea con un aceptable caudal de recarga anual, la sobreexplotación está haciendo disminuir peligrosamente tanto el nivel freático general como el estático.

## 2.2 Toxicología del cromo (15,24,43)

Los cromatos y dicromatos son compuestos de cromo considerados como los más tóxicos de todos los derivados solubles de este metal.

Los niveles máximos permisibles de los compuestos de cromo en lugares de trabajo, según el instructivo No 10 del Reglamento General de Seguridad e Higiene en el Trabajo [43], son:

cromo metálico = 0.5 mg/m<sup>3</sup>

compuestos de cromo II y III = 0.5 mg/m<sup>3</sup>

compuestos de cromo VI = 0.05 mg/m<sup>3</sup>

chromita = 0.05 mg/m<sup>3</sup>

El cromo III es considerablemente menos peligroso que las sales solubles, ya que no es absorbido por el sistema digestivo, además de que se combina con proteínas en las capas superficiales de la piel para formar compuestos estables. Esto influye en que estos compuestos no causen dermatitis o ulceración. Sin embargo causa alteraciones en la función pulmonar.

En el estado de oxidación VI, los compuestos de cromo son irritantes y corrosivos y son absorbidos por ingestión, inhalación y a través de la piel.

La exposición ocupacional al cromo y sus compuestos ha mostrado causar irritación y corrosión en la piel y membranas mucosas (vías respiratorias y ojos), dermatitis, cefalea, tos, ulceraciones (papilomas y perforación del septo nasal), rinitis, edema pulmonar y se ha relacionado con el aumento del cáncer del pulmón.

La lesión más común resultante de la exposición al cromo es la ulceración, debida a la acción corrosiva del cromo hexavalente.

La lesión comienza con una pápula muy dolorosa generalmente en manos, antebrazos y pies. Se desarrollan fácilmente en llagas, escoriaciones y grietas. Si no se atiende, penetra profundamente en tejidos suaves hasta alcanzar los huesos. Generalmente son circulares, con la orilla dura y resaltada. A menos de que se trate en etapas tempranas, la curación es lenta.

Otro efecto de la exposición al cromo es la dermatitis. Existen dos tipos: las ortoérgicas, esto es, que tienen relación con el trabajo, tienen una causa material y no reinciden si se toman medidas preventivas. Las alérgicas, son causadas por la sensibilización tras un contacto más o menos prolongado con productos alergizantes.

Se ha demostrado que el Cr VI penetra a la piel a través de las glándulas sudoríparas y es reducido a cromo III, para después reaccionar con proteínas, en la formación del complejo antígeno-anticuerpo.

La inhalación de polvos o vapores de Cr VI irrita las membranas mucosas provocando agudos efectos respiratorios como estornudos, lesiones del septo nasal, irritación o enrojecimiento de la garganta.

La perforación del septo nasal se da generalmente en personas que se irritan la nariz, ya que esto provoca mayor asentamiento del cromo en las heridas, con la posterior ulceración y perforación del cartilago. La lesión es indolora, pero incurable.

La deglución repetida de pequeñas cantidades de estos

productos provoca la irritación del tubo digestivo: aerofagia, gastritis y úlceras.

Sin embargo, el cromo es un metal indispensable para el buen funcionamiento del organismo, ya que interacciona con las moléculas que regulan el metabolismo.

Se estima que la carga corporal del cromo en el ser humano es de menos de 6 mg. La ingestión diaria de cromo es de aproximadamente 60 mg, pero su absorción es de sólo el 1%.

### 2.3 Estudios Previos relacionados

Se han hecho varios estudios para determinar el grado de contaminación por cromo en personas, agua y suelo.

#### 2.3.1 Concentración de cromo en personas [31]

En 1977 se llevó a cabo un estudio para evaluar el grado de intoxicación por cromo a las personas cercanas al área. Se estudiaron a 19 empleados administrativos, 140 obreros de la planta y 948 personas residentes del área cercana.

El 46.4% de los obreros y 15.8% de los empleados administrativos, padecían de perforación del septo nasal.

El 22.9% de los obreros y 21% de los administrativos tenían conjuntivitis crónica.

De la muestra de las personas residentes, 197 tenían manifestaciones relacionadas con la exposición al cromo.

Además se hicieron mediciones en muestras de orina y cabello,

agua de lluvia, depósitos de agua y terrenos de cultivo.

Se tomaron 163 muestras de orina y 91 de cabello en 32 viviendas del Área Industrial, junto con 87 muestras de orina y cabello de un Área testigo. Los resultados muestran concentraciones de cromo en orina entre 21.4 y 172 ng/L para la zona industrial, mientras que en la zona testigo la concentración estuvo entre 7.1 y 9.6 ng/L. La concentración de cromo en cabello del Área Industrial es de 5.1 mg/g, mientras que para la zona testigo es de 0.68 mg/g.

En 1978 las concentraciones de cromo en agua de lluvia en la zona fueron de 298 µg/L, contra 4 µg/L de la zona testigo. En 1981 las concentraciones disminuyeron a 25 y 2.4 µg/L respectivamente.

En depósitos de agua se encontraron concentraciones de 0.11 mg/L y en bebederos de la escuela cercana de 2.8 mg/L.

En las parcelas de cultivo de maíz las concentraciones encontradas estuvieron entre 72 y 857 ppm.

### 2.3.2 Concentración de cromo en agua y suelo [15.45.46]

Para el análisis de la contaminación por cromatos en suelo y agua, entre 1985 y 1988, se diseñó un muestreo tomando en cuenta los siguientes parámetros: distancia al cementerio, tipo de suelo y orientación de los flujos principales de escurrimiento subterráneo.

De acuerdo al tipo de suelo se dividieron tres grupos según estratos, considerando que el número de pozos máximo a muestrear

era 50. Ya en la práctica, este número se modificó, se eliminó aquello en que no era posible el acceso y se escogieron otros de empresas como Altos Hornos de México, S.A. (AHMSA), Good Year Oxo (GYO), Bacardí. En total la muestra se conformó con 38 pozos más los de 6 casas habitación.

En la selección de los pozos se realizó un muestreo aleatorio simple sin reposición.

En 20 pozos se tomaron muestras 1 vez/mes durante un año; en 18 pozos 1 vez/mes durante 6 meses y los de las casas habitación, una sola vez.

Del total de pozos muestreados, en 10 se determinó presencia de Cr VI en concentraciones mayores a 0.05 ppm, nivel máximo permisible. Estos pozos pertenecen a CFE, GYO, Lucava e Industrias Resistol, SA.

Siete pozos presentaron concentraciones entre el límite de detección analítico (0.008 ppm) y el permisible; estos pozos pertenecen a CFE, IRSA y AHMSA.

El restante de los pozos no presentaron cromo hexavalente.

No se encontraron diferencias estadísticamente significativas entre la concentración de cromo presente en los pozos en época de lluvia y de seca.

El Área contaminada corresponde aproximadamente a un semicírculo de radio máximo 1300 m, a partir del cementerio (figura 2.1).

Respecto a la contaminación del suelo se tomaron 121 muestras

de 60 puntos divididos en 6 estratos diferentes, seleccionados estadísticamente por el método aleatorio en dos dimensiones y aleatorio simple sin reposición. Se tomaron muestras superficiales (0-30 cm) y profundas (40-50 cm) y en algunos puntos hasta 1 m.

De las muestras de suelo que contenían cromo extraíble, el 15.8% presentó valores menores de 10 ppm, el 31.6% presentó valores entre 10 y 100 ppm, el 31.6% entre 100 y 200 ppm y el 21.05% restantes valores entre 500 y 6480 ppm.

El Área contaminada, de aproximadamente 30 hectáreas forma la colonia Recurso Hidráulicos, Lechería y Av. López Portillo

### 2.3.3. Concentración de cromo en el confinamiento [3.47]

Para resolver este problema de raíz, el primer paso necesario era saber con exactitud las causas que estaban provocando el problema.

Para esto, se planteó un diseño estadístico para llevar a cabo el muestreo del cementerio, pero por falta de datos sobre la composición y homogeneidad del material, el número de muestras era muy alto (150). Por lo tanto, se realizó un muestreo preliminar "a juicio" en sitios de fácil acceso y distribuidos a través de toda la región del confinamiento, tomando además una muestra de los "pellets" utilizados en la etapa de oxidación del proceso de obtención de cromatos. Existen dos regiones diferentes: la alta, que corresponde a la zona donde se depositaban los residuos salinos que quedaban de la tinas de lavado y durante los procesos

de cristalización de la planta; y la baja, que se construyó después de que se clausuró la fábrica y, contiene básicamente los residuos de mineral que ya se habían procesado y que estaban dispersos o depositados en los patios de la fábrica. A la muestra final se adicionó una muestra de suelo no contaminado.

Por medio de los análisis efectuados se determinaron los elementos existentes y su distribución en la región.

El primer tipo, de la región alta, presentó gran cantidad de cromato y sulfato de sodio solubles, pequeñas concentraciones de Si, Ti, Al, Fe, Ca y Mg en formas insolubles. Tienen alta conductividad eléctrica (87.2 mho/cm) y baja susceptibilidad magnética ( $100 \times 10^{-6}$  u. cgs). El cromo presente es casi totalmente hexavalente.

El segundo tipo de material tiene concentraciones de cromatos y sulfatos de sodio muy baja, pero gran cantidad de cromo III, Si, Ti, Al, Fe, Ca y Mg en especies insolubles. Tiene gran cantidad de carbonatos, baja conductividad eléctrica (2 mho/cm) y una mayor susceptibilidad magnética ( $600 \times 10^{-6}$  u. cgs), además de una gran cantidad de material insoluble, por el tapete con el que fueron adicionados los desechos.

Los resultados cuantitativos se muestran en la tabla 2.1.

Las muestras 16 y 17 no presentan Cr hexavalente por lo que no se tomaron en cuenta para el estudio.

Estos resultados se completaron con los análisis de fluorescencia, difracción de rayos X, espectroscopia de

infrarrojo, absorción atómica, fotometría de flama y termico gravimétrico.

Se concluyó que en la parte alta del confinamiento existe sulfato de sodio, cromato de sodio, cromita insoluble, óxido de aluminio, aluminosilicatos complejos que contienen hierro, y sílice.

En la región baja existe sulfato de sodio, magnesiocromita, aluminio en forma de óxidos, hidróxidos, fosfatos y aluminosilicatos; hierro asociado con aluminio, titanio y sílice formando óxidos, sulfatos y fosfatos. También existen sulfatos y carbonatos de calcio.

#### 2.3.4. Efluente de AHMSA [3.45]

Como un estudio adicional y por ser de importancia para el presente trabajo, como más tarde se explicará con detalle, se realizó un muestreo al efluente de la empresa paraestatal Altos Hornos de México, S.A., ubicada en Tultitlán. Esta empresa emplea para la limpieza de sus varillas de hierro, una solución al 10% en volumen de ácido sulfúrico, en el proceso llamado decapado.

Este desecho tiene además altas concentraciones de FeII, producto de la disolución del hierro metálico de la varilla.

Se tomaron 8 muestras de las 4 tinas disponibles; se cuantificaron los elementos probables. La composición del ácido sulfúrico y del hierro fue bastante homogénea.

Los resultados se muestran en la tabla 2.2. y se obtuvieron

del estudio realizado por la Facultad de Química y el Instituto de Geografía "Caracterización química de los licores ácidos agotados del área de decapado y análisis de las condiciones básicas para su neutralización" [42].

#### 2.4 Selección de alternativas de tratamiento (6,14,20,23,28,33,37,38,46)

La reducción del cromo del estado de oxidación VI al estado de oxidación III y la subsecuente precipitación del ión crómico trivalente, es el método más utilizado para el control del cromo hexavalente. Sin embargo, por los estándares de efluentes tan rigurosos, algunas industrias han optado por el método de intercambio iónico para tratar residuos de ácido crómico y de cromatos. La recuperación evaporativa de residuos concentrados de ácido crómico y de cromatos ha sido usada también como una solución alternativa técnica y económicamente factible para el control de estos contaminantes. La aplicación de otros procesos como las técnicas electroquímicas y la adsorción por carbón activado están siendo estudiadas últimamente para mejorar las técnicas de tratamiento.

##### 2.4.1. Reducción

La técnica estándar de tratamiento por reducción consiste en disminuir el pH del residuo entre 2.0 y 3.0 con ácido sulfúrico y convertir el cromo hexavalente a cromo trivalente por medio de un agente químico reductor como dióxido de azufre; bisulfito,

metabisulfito o hidrosulfito de sodio o sulfato ferroso. El cromo trivalente puede entonces ser removido por precipitación mediante la adición de una base. La reducción del cromo no es completamente efectiva y la cantidad del cromo hexavalente residual no reducido depende del tiempo de reacción, pH de la mezcla de reacción, y de la concentración y tipo del agente reductor empleado.

El dióxido de azufre es el agente reductor más popular en este tipo de tratamientos por su costo relativamente barato. Existen varios ejemplos de industrias que utilizan este tipo de tratamiento, como las de acabados y revestimientos metálicos y las que tienen torres de enfriamiento.

Sin embargo, el uso de dióxido de azufre aumenta la demanda de oxígeno del efluente, a menos que este sea oxigenado al burbujearle aire. Además se requiere de 2.0 gramos de dióxido de azufre por gramo de cromo hexavalente reducido. El metabisulfito de sodio ha sido usado como sustituto del dióxido de azufre, debido a problemas de salud asociados con fugas de este último.

Se ha usado bisulfito de sodio en plantas de revestimientos metálicos, tratamiento que de acuerdo a la bibliografía es muy eficiente. Sin embargo este tratamiento no se recomienda por el olor y la gran corrosión que causa.

El hidrosulfito de sodio también se usó, pero por su degradación por medio de la exposición al aire, se tenía que preparar todos los días, por lo que se ha abandonado este proceso.

Aunque se ha propuesto al sulfito de sodio para esta

reducción, los experimentos preliminares han dado resultados de una cinética de reacción muy lenta.

El sulfuro ferroso también está siendo utilizado para la reducción con las ventajas de que el proceso se lleva a cabo entre pH de 8-9 con reductor en exceso, lo que resulta en una mayor eficiencia del proceso. A pesar de esto, la cantidad de lodo obtenida es grande.

Existe patentado un proceso por A. B. Gancy, C. A. Wanser; U.S. Patent 3,981,965; sept. 21, 1976; assignee Allied Chemical Corporation, que usa cualquier compuesto inorgánico que contenga sulfuros, hidrosulfuros o ditionatos; prefiriéndose los de calcio y sodio, para realizar la reducción de desechos sólidos que contengan cromatos en pequeñas cantidades (0.5-5% peso).

En algunas plantas se ha hecho la reducción de cromatos en dos etapas. En la primera se emplea dióxido de azufre, bisulfito o metabisulfito de sodio. En la segunda etapa existe una reducción con hidrazina seguida de un paso para neutralizar, en el cual se utiliza hidróxido de sodio.

Muchas plantas utilizan al sulfato ferroso como agente reductor. Este proceso tiene la ventaja de ser poco dependiente del pH, ya que sólo se requiere un pH menor a 3 para llevar a cabo la reacción en 30 minutos. No obstante, se ha informado que este proceso produce una enorme cantidad de lodo debido a la voluminosa precipitación del hierro que es simultánea a la precipitación del cromo.

Existen datos publicados sobre una planta de tratamiento de residuos de la manufactura de dicromato de sodio y ácido crómico con residuos de licores ácidos, en una operación batch. En este proceso se usó ácido clorhídrico llevar a cabo la reducción y cal para precipitar, además de un paso posterior de aereación para oxidar el ión ferroso en exceso. El tiempo de reacción requerido fue de 2-4 horas. Los resultados se muestran en la tabla 2.3, los cuales indican una dependencia entre la relación molar del agente reductor y el cromo, y la eficiencia de la operación; pero cuando esta relación es mayor de 25, la eficiencia no aumenta.

Se considera que una relación molar óptima de Fe II: Cr VI para lograr un nivel residual por abajo de 0.01 mg/L deberá ser de 25: 1 ( $Fe^{2+}$ :  $Cr^{6+}$ ). Si la relación estequiométrica teórica al usar ión ferroso es de 3:1, se está considerando un exceso de 8.3 veces. No obstante, esa gran cantidad de hierro repercute en la gran cantidad de lodos formados, debidos a la precipitación del hidróxido de hierro.

Como una alternativa a este problema, Gould [23] ha propuesto el uso de hierro metálico de desecho para reducir al cromo hexavalente, ya que la conversión de hierro metálico a ión férrico implica una relación estequiométrica teórica de 1:1, necesitándose 3 veces menos de hierro y produciendo menos lodos. Sin embargo, en la realidad esta relación es de 1.3:1 ya que el hierro metálico que al estar en medio ácido, se transforma a ión ferroso. El estudio muestra la relación directa entre la rapidez de reacción

con la concentración de cromo inicial, de la concentración de iones hidrógeno y del área superficial del hierro, junto con los efectos que a ésta produce la fuerza iónica de la solución y la rapidez de agitación de la mezcla.

Una comparación de las cantidades necesaria de reactivos y de lodo producido de varios procesos se muestra en la tabla 2.4.

Un estudio patentado desarrollado por J.D. Cassidy, L. Steinbrecher; U.S. Patent 4,260,491; Abril 7, 1981; assignee Anchem Products, Inc.; relaciona el efecto de agentes quelatantes como el EDTA en la eficiencia de reducción, cuando estas sustancias se encuentran en la mezcla de desecho. Aunque este proceso sigue los pasos básicos para la reducción, su teoría se basa en el hecho de que cuando el cromo ha sido ya reducido, el agente quelatante impedirá la remoción del cromo al tener una gran capacidad complejante. Sin embargo, se encontró que el hierro y el aluminio son realmente efectivos para evitar este tipo de efectos negativos, siempre y cuando la cantidad de equivalentes del catión sea por lo menos 0.5 a la del agente quelatante.

El estudio desarrollado por E. J. Fels, R. Cunningham ; U.S. Patent 3,969,246; Julio 13, 1976, para remover y recuperar de las aguas residuales el cromo presente en forma de ácido crómico y/o sales de cromo metálico, utiliza la precipitación directa del cromo usando sales de carbonato de bario (en proporción carbonato:cromo 2:1 en peso) en soluciones acuosas acidificadas con ácido acético glacial (en proporción carbonato:ácido 3:1 en

peso) a un pH entre 4.5 y 4.7 seguida de la filtración del material resultante.

El proceso descrito por U.P. Case de la Anaconda American Brass Co. publicado en EPA-670/2-74-008, Washington, D.C., U.S. Environmental Protection Agency (enero 1974) involucra el proceso llamado cementación que es una reducción electroquímica por contacto de un metal con potencial de oxidación mayor. Aunque se empezó a utilizar el cobre, se encontró que el hierro dulce es un reductor muy efectivo y por abajo de pH 3.0, la reacción es rápida y cuantitativa.

La patente de C.O. Weiss; U.S. Patent 3,552,917; enero 5, 1971, assignee M & T Chemicals Inc. recupera cromo de bario contenido en efluentes de desecho añadiendo ácido sulfúrico, y luego carbonatos de Ca, Sr, Ba, Pb con lo cual precipita una cantidad considerable de sulfatos que había en disolución. Al filtrado se le añade carbonato de estroncio para precipitar el ión sulfato restante, quedando en disolución todo el cromo.

#### 2.4.1. Intercambio Iónico

El intercambio catiónico puede ser aplicado para remover el cromo trivalente y el intercambio aniónico para remover el cromato y dicromato. Esto se realiza por medio de una resina, que cuando se satura puede ser regenerada, generalmente con hidróxido de sodio, ya que los  $\text{OH}^-$  sustituyen a los  $\text{CrO}_4^-$  y se eluye. Este compuesto puede ser pasado a través de una resina de intercambio

catiónico para recuperar ácido crómico purificado en concentraciones de hasta 6%. Si este ácido no se recupera, el residuo concentrado deberá ser tratado con una reducción a cromo trivalente, seguida de precipitación. Este tratamiento se recomienda para obtener agua tratada libre de contaminantes, que podrá ser recirculada.

Las primeras resinas de intercambio iónico usaron bases débiles. Sin embargo han probado ser inestables en condiciones de operación oxidantes. Las resinas de bases fuertes tipo gel han sido muy usadas, pero con problemas debido a su olor. Más recientemente, las resinas de bases débiles con macroporos han probado dar buenos resultados.

En los sistemas de intercambio iónico el pH es un factor muy importante, ya que a pH menores de 4, el poder oxidante del ácido crómico empieza a atacar la resina; y a pH por arriba de 6, la relación cromato:dicromato en solución aumenta, y esto es perjudicial, pues la mayoría de las resinas aniónicas son menos selectivas al dicromato y, por lo tanto, parte del cromo no se retiene. Las resinas altamente básicas de intercambio aniónico a pH entre 4.5 y 5, remueven cromatos preferencialmente a fosfatos o sulfatos.

Uno de los usos principales del tratamiento por intercambio iónico es para los efluentes obtenidos de los sistemas de torres de enriamiento, ya que si el pH se encuentra entre 4-5, el cromato puede ser removido aún en presencia de varios cientos de

miligramos por litro de sulfatos y cloruros. Además, ha probado ser dos veces más barato que el sistema reductivo. Este tipo de tratamiento se ha usado para los efluentes de plantas de acabados metálicos, obteniéndose concentraciones finales de 0.02 mg/L.

El costo del tratamiento por intercambio iónico depende de donde provenga el desecho, siendo mayor mientras más concentración de cromatos haya.

En la tabla 2.5 se muestra una comparación entre las eficiencias de remoción de cromo hexavalente y la capacidad de la resina en el intercambio de iones.

La patente desarrollada por W.A. Wachsmuth; U.S. Patent 3,989,624; Nov. 2, 1976; assignee Ecodyne Limited, resuelve cromo de agua de lavado. Periódicamente se regenera la resina por lavado a contracorriente con una solución alcalina diluida de hidróxido metálico, posteriormente un lavado con una solución más concentrada y seguido de un enjuague final. El efluente que contiene mayor concentración de cromatos obtenidos de la resina es vertido a un tanque de almacenamiento. Conforme la regeneración progresa el efluente se vuelve rico en iones hidróxido y se vierte primero al tanque de efluente diluido. El agua purificada sirve para lavar metales revestidos, para lavar la resina y regenerar soluciones.

También se han usado membranas de intercambio iónico para remover cromatos de aguas residuales de plantas de pigmentos con contenido de cromo de 2700 ppm hasta 1-2 ppm. Los factores

principales en la operación de esta planta son el pH y el contenido de metal.

#### 2.4.3 Reducción Electroquímica

Un proceso electroquímico parecido al de cementación, que emplea un potencial eléctrico impuesto de corriente directa y electrodos consumibles de hierro ha sido reportado para reducir el cromo de 3.5 mg/L hasta 0.05 mg/L de agua de desecho de torres de enfriamiento. La corriente aplicada provee los iones ferroso en solución y estos entonces reaccionan con el Cr(VI). Este proceso también da como resultado lodo en exceso proveniente de la precipitación del cromo trivalente y del hierro.

#### 2.4.4 Recuperación Evaporativa

Este proceso consiste en evaporar el agua de desecho del recubrimiento de metales, para obtener agua pura como vapor y una solución concentrada de ácido crómico, para su posterior reuso. Este proceso es adecuado para casi todos los procesos que tengan aguas de desecho contaminadas, con excepción de aquellas en las que los reactivos se degraden o deterioren con el uso. En este proceso se puede obtener un residuo de 900 mg/L a partir de un influente de sólo unos cuantos miligramos por litro.

En la recuperación evaporativa, todos los componentes no volátiles se obtienen en el licor concentrado, lo cual ha sido considerado en la práctica como una desventaja por la acumulación

de impurezas.

Un ejemplo del uso de estos sistemas, con cero descarga de cromo, concentra una solución con contenido inicial de ácido crómico, que además contiene hierro y cromo III hasta 250,000 mg/L, previa purificación del hierro y cromo III por medio de intercambio iónico. La solución de cromo se vuelve a reutilizar y el destilado también, con lo que se han obtenido grandes ahorros en gastos de materia prima y disposición de residuos.

#### 2.4.5 Ósmosis Inversa

La ósmosis inversa ha tenido aplicación, aunque limitada, para el tratamiento de cromatos, ya que se requiere un estricto control del pH para evitar la hidrólisis de la membrana. Algunas membranas no son recomendadas para soluciones que tienen un alto potencial oxidante. A pH de 2.6 la membrana de acetato de celulosa tiene alta eficiencia (92.6%) con un incremento hasta de 98.6 si el pH sube a 7.6. Las membranas de polieteramidas muestran un buen desempeño a pH mayor de 1.0.

La patente de A. Getnopolos, M.K. Gupta, W.J. Katz; U.S. Patent 3,625,895; Dic. 7, 1971; assignee Rex Chainbelt Inc. usa primero un pretratamiento para convertir todo el cromo a dicromato y, posteriormente, somete esta solución a ósmosis inversa, obteniéndose como producto un agua con poca cantidad de dicromato.

A pesar de esto, todavía no se recomienda este proceso por la poca experiencia que se tiene al respecto.

#### 2.4.6 Extracción

Sólo se encuentra registrada una patente que usa este procedimiento: R.R. Dougherty; U.S. Patent 3,531,262; assignee Control Data Corp. En este proceso el agua residual con ácido crómico es separada de co-productos por medio de una extracción con acetona. El extracto es entonces separado de la acetona, para producir una solución acuosa pura de ácido crómico reutilizable.

#### 2.4.7 Adsorción con Carbón Activado

Aunque apenas existen experimentos a nivel planta piloto para remover el contenido de cromo de residuos municipales, se han tenido buenos resultados, ya que se ha logrado una reducción de 0.09-0.19 mg/L hasta de 0.04 mg/L o menos, siendo la concentración promedio del efluente fue de 0.017 mg/L. El tratamiento requiere de pasos anteriores como coagulación con aluminio, sedimentación, filtración, y adsorción por carbón activado. La coagulación y filtración solas, han mostrado una eficiencia de 61-64%, la cual aumenta hasta 99% con la adsorción por carbón activado. Sin embargo, el carbón no puede regenerarse; además de que este proceso no es recomendable para influentes con altas concentraciones de cromo.

#### 2.4.8 Concentración por Congelamiento

La concentración por congelamiento en aguas de desecho de recubrimientos metálicos se considera adecuada económicamente. Si

el producto no se reutiliza debe ser tratado por reducción y precipitación.

#### 2.4.9 Precipitación

El ión cromato forma sales insolubles con el bario, plata y plomo. Aunque es recomendable usar bario para recuperar ambos componentes, se tienen como desventaja el alto costo de las sales de bario y efluentes con altas concentraciones de bario.

#### 2.4.10 Elección del proceso a utilizar

La elección del proceso se basa principalmente en los siguientes aspectos:

- alta eficiencia
- limpieza, esto es que no produzca compuestos nocivos
- aplicabilidad en México con la tecnología conocida
- factibilidad económica
- disponibilidad de reactivos
- facilidad de operación y control
- obtención de productos de fácil manejo y sin problemas de disposición.

A continuación se analizarán los procesos de reducción antes descritos de acuerdo a las condiciones del material confinado en Lechería.

Como el material presente en el confinamiento es una mezcla de sustancias, algunas de ellas insolubles. Para poder operar el

proceso de ósmosis inversa o intercambio iónico, se tendría que eliminar primero el material insoluble, con un primer paso de disolución y luego filtración. Sin embargo, esto no garantiza que todo el cromo pase a disolución por encontrarse adsorbido en la superficie del material. Por lo tanto no se recomiendan estos procesos. Además de que no se cuenta con suficiente tecnología en México. Para la reducción electroquímica habría problemas de instalación y operación porque hay muchos componentes que interfieren, además de que se puede sustituir fácilmente por el proceso de reducción y en este no se requiere energía.

La recuperación evaporativa, al igual que la concentración por congelamiento y la extracción no son recomendables porque el material a tratar no es adecuado, por ser una mezcla de sustancias.

La precipitación con sales de bario no es posible por falta de una fuente rica en bario cercana y barata.

El proceso de adsorción en carbón activado todavía está en proceso de investigación e involucra fases no adecuadas para los requerimientos que se tienen.

Existen también otras opciones como la reconstrucción del confinamiento actual, que además de ser bastante caro, no es recomendable porque esto no soluciona el problema, simplemente lo pospone.

Se puede también pensar en recuperar el cromo y aluminio presentes en el confinamiento; pero como están en muy baja

concentración, el proceso no es costeable.

El proceso de reducción es, por lo tanto, la mejor opción. De todas las posibilidades de agente reductor se puede excluir al bisulfito, metabisulfito e hidrosulfito de sodio, por que son reactivos que no se pueden conseguir fácilmente, al igual que los sulfuros.

El dióxido de azufre se puede conseguir por la termoeléctrica Jorge Luque, pero el manejo de sistemas sólido-liquido-gas es más complicado y aumenta la necesidad de control, además de que no es seguro que en el futuro se siga teniendo esa fuente de materia prima.

Los procesos con sulfato ferroso y con hierro son muy parecidos y los reactivos se pueden conseguir fácilmente, ya que en la zona aledaña se encuentra la empresa Altos Hornos de México, S.A., que durante su proceso de decapado de varilla de hierro, genera una solución acuosa concentrada de ácido sulfúrico y sulfato ferroso y además desperdicios de varilla de hierro, reactivos esenciales para la reducción. Además de que la varilla de hierro se puede conseguir en depósitos de chatarra.

No obstante, existe un factor importante en el diseño de la planta y es el tamaño del equipo: si usamos hierro metálico, este se puede agregar en forma independiente y el volumen que implica agregar hierro metálico, por su alta densidad, es muy bajo. Aunque se tendría que agregar ácido sulfúrico concentrado para proporcionar el medio ácido, se requiere en muy poca cantidad y

este es barato. También se puede utilizar directamente los licores de decapado de AHMSA ya que para acidificar hasta las condiciones necesarias, se requiere poca cantidad de reactivo. Si usamos el sulfato de hierro, que viene disuelto en el efluente AHMSA la cantidad de hierro II necesaria para que el cromo reaccione lleva implícito un volumen de disolvente, lo que implica un mayor volumen total por la misma cantidad de cromo tratado. Además el manejo es más difícil por tratarse de dos desechos que están sujetos a variaciones en su concentración de un día a otro.

Se recomienda, por lo tanto, que se use el proceso de reducción, usando como reductor hierro metálico.

## 2.5 Estudio preliminar para diseño de la planta piloto (3,22,31)

Con base en el análisis de esta última opción que resulta la más recomendable, se estableció la secuencia de operaciones unitarias necesarias para lograr la reducción efectiva del cromo y su posterior precipitación para insolubilizar las sales presentes.

Esta secuencia está basada en los estudios hecho anteriormente, en los cuales se definieron las condiciones necesarias para llevar a cabo el proceso (ver figura 2.2.).

### 2.5.1 Molienda

Puesto que el material extraído del confinamiento presenta un tamaño irregular, que va desde polvo hasta terrones, es necesario un paso de molienda previo a la reacción para homogeneizar el

material y para que la solubilización de las sales y de los cromatos sea rápida y efectiva. Aunque los experimentos hechos en laboratorio fueron de molienda en seco, para los molinos a mediana y gran escala se recomienda molienda en húmedo, por ser más eficiente y por no generar problemas con polvos. Además, puesto que el cementerio se encuentra al aire libre, el sólido tiene una humedad implícita variable, dependiendo de la época del año, que se puede aprovechar reduciendo el consumo de agua en la molienda.

### 2.5.2 Disolución

Puesto que el material del confinamiento se encuentra en fase sólida y la reacción se debe llevar a cabo en fase líquida, es muy importante este paso de solubilización, ya que de la cantidad de disolvente (agua) y del tiempo de solubilización permitido para extraer los componentes, dependerá la eficiencia de este paso.

Es importante mencionar que puesto que en el cementerio se encuentran dos tipos diferentes de residuos (uno con alto contenido de sales solubles y otro con gran cantidad de material insoluble) el agua requerida para solubilizar las diferentes partes será diferente. Aunque al inicio se estableció, por simplicidad que el agua para solubilizar fuera constante para las dos regiones (el doble, en peso, del sólido residual a tratar), en el análisis aquí presentado se modifica este valor.

Además, aunque el cromato es soluble, no se puede filtrar antes de reducir, porque parte del cromo que está adsorbido en la

superficie sólida.

### 2.5.3 Reducción Química

Este es el paso más importante del proceso general, ya que de esto depende el objetivo global de la planta que es transformar el cromo VI soluble a cromo III insoluble. Para ello se requiere lo siguiente: El reactivo reductor (Fe) deberá agregarse después de la dilución, y con un exceso recomendado mínimo del doble del valor estequiométrico según los estudios de laboratorio. Este valor deberá rectificarse experimentalmente si se usa como reductor hierro metálico. El ácido agregado debe ser en cantidad tal que el pH esté entre 2-3. Esta cantidad no podrá ser calculada teóricamente por tratarse de una disolución concentradas de un ácido con una disociación completa y una parcial.

El tiempo de reacción, es un factor primordial en esta etapa. Aunque existe alguna información al respecto, no se puede tomar como definitiva, por la gran diferencia de resultados. Se informa en algunos estudios que se requieren 30 minutos para este tipo de reacción; otros recomiendan un tiempo de 2 a 4 horas para la reacción con  $Fe^{2+}$  [30]; Gould analiza la dependencia de la rapidez de reacción con la concentración inicial de cromo, la concentración de iones hidrógeno y área superficial expuesta de hierro.

Además la gran diferencia entre esos estudios y el presente es que la materia prima (sólido residual) no es una sustancia

pura, sino desechos reunidos a través de muchos años y que también tienen tierra, basura, y una gran concentración de sales lo que complica las condiciones de experimentación y la predicción del comportamiento de la planta de tratamiento.

Por consiguiente, se recomienda que este parámetro se estudie a fondo durante la operación de la planta piloto.

#### 2.5.4 Precipitación

Para lograr que el cromo ya reducido y que todavía está en disolución precipite es necesario que el pH, en este momento ácido, esté entre 8-9, preferentemente 8.5. Esto se puede lograr con cualquier base, como  $\text{NH}_3$ ,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ,  $\text{NaOH}$ . Con las más débiles se gasta más cantidad que con las fuertes. De entre ellas se seleccionó la cal ya que aunque genera una gran cantidad de precipitados, presenta las siguientes ventajas:

Es barata y de fácil adquisición

Logra precipitar todas las sales, dejando en disolución únicamente al  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ .

El producto sólido obtenido es adecuado para la fabricación de ladrillos.

Sin embargo, la cal deberá agregarse en forma de lechada para evitar el burbujeo.

#### 2.5.5 Filtración

Los productos obtenidos del paso anterior son un líquido y el

sólido estabilizado, por lo que para separarlos será necesario filtrar. El proceso de filtración requiere una cantidad adicional de agua para lavar el sólido del  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  que pudiera haber quedado disuelto en el agua que permanece en la torta.

#### 2.5.6 Cristalización y Concentración

La solución obtenida del paso anterior tiene gran concentración de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , por lo que no se puede desechar sin control alguno. Se propone cristalizar el  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , obteniéndose una agua madre con baja concentración de sal, que recibirá un segundo tratamiento en un evaporador solar, para concentrar el agua madre y obtener sal. De estos dos pasos se obtiene un producto comerciable, sin ningún efluente de desecho.

#### 2.5.7 Fabricación de ladrillos

Por la importancia que tiene el aprovechar un recurso disponible y por los resultados favorables obtenidos en la investigación realizada para estudiar las características y el comportamiento del sólido estabilizado sometido a las condiciones necesarias para fabricar un producto útil y comercial como son los ladrillos [20], se analizó más a fondo este paso terminal del proceso.

Los análisis disponibles de la composición del material estabilizado, indican que este contiene cromo, aluminio, hierro, magnesio, calcio, titanio y silicio. Si este material se prensa y

se hornea a 1100°C se favorece la transformación del cromo a diversas espinelas de cromo, que por ser prácticamente inertes, aseguran la formación de compuestos inócuos y muy estables.

Los ladrillos obtenidos a partir del material estabilizado contienen aluminio, hierro y cromo en menores concentraciones que las pastas refractarias, pero es recomendable realizar pruebas adicionales mezclando también materiales comerciales para producir ladrillos semirrefractarios de alta calidad.

En caso de no ser aptos, pueden fabricarse ladrillos para acabados.

Esta operación depende además de otro factor que es el consumo energético, ya que para la fabricación de ladrillos horneados es indispensable hacer uso de una gran cantidad de energía.

Si en los estudios posteriores se llegara a la conclusión de que esta no es una buena alternativa por el enorme gasto de recursos en servicios, se podrá fabricar tabicón, ya que para su manufactura se requiere solamente un paso de prensado.

Por estar un tanto indefinido este punto y por presentar diversas posibilidades (una de ellas sumamente barata), no se considera en el análisis de requerimientos financieros la opción de fabricación de ladrillos semirrefractarios, sino la fabricación de tabicón.

Pero esto no impide que por análisis técnico-económicos posteriores se llegue a otras conclusiones diferentes.

## CAPITULO III

### DISEÑO DEL PROCESO

En esta sección se analizan los resultados obtenidos en los experimentos de laboratorio [3,4,22,31]; se tratan estadísticamente, encontrando los valores más probables y sus intervalos; y, finalmente, se hace una predicción sobre el comportamiento de los reactivos y el consumo de cada uno de ellos que es necesario para efectuar este confiablemente proceso .

#### 3.1 Datos Experimentales Disponibles

##### 3.1.1 Sólido del Confinamiento

Se obtienen los promedios y desviación estándar de de los resultados obtenidos por la investigación realizada durante la caracterización del sólido del confinamiento ; estos valores se muestran en la tabla 3.1 (no se incluyó a la muestra 13 por ser muy diferente al promedio).

Los máximos concentraciones posibles de obtener en el cementerio se muestran en la tabla 3.2.

##### 3.1.2 Efluente líquido de AHMSA

Por las características que presenta el efluente líquido de AHMSA (tiene el reductor requerido en el proceso y puede proporcionar la acidez necesaria) y por considerarse una buena opción, se diseñará el proceso usando este efluente como materia

prima.

### 3.1.3 Requerimiento de Cal

El cálculo teórico de la cantidad de cal que debe ser agregada es muy complejo, ya que debe incluir una reacción ácido-base y precipitación de muchos iones, que además por su alta concentración causan un comportamiento no ideal de las disoluciones. Por esto, se hicieron experimentos en varias ocasiones para tratar de predecir la cantidad necesaria de cal para lograr el efecto requerido. Los resultados obtenidos en los diferentes experimentos se muestran en la tabla 3.4.

A la masa de sólido indicada se le diluyó con el agua y se le agregó ácido sulfúrico de desecho de AHMSA hasta llegar al pH de reducción ( $\text{pH}_1$ ). Después del tiempo necesario para que la reacción se llevara a cabo, se agregó cal en polvo lentamente hasta llegar al pH de precipitación recomendado ( $\text{pH}_2$ ).

### 3.1.4 Densidad inicial del sólido

Este residuo presenta una gran diversidad de tamaños y por lo tanto, de densidades, por las características en que fue depositado. Sin embargo, para fines prácticos y de cálculo, se considerará una densidad de empaque promedio. Los valores obtenidos se muestran en la tabla 3.3.

### 3.1.5 Rapidez de Sedimentación de los lodos estabilizados

Se analizó el tiempo de sedimentación de los lodos estabilizados que resultan del procedimiento de reducción-precipitación. Este es un valor necesario para el diseño de tuberías. Los experimentos se hicieron en una probeta de 1 litro en la cual se puso una muestra agitada y se midió la interfase sólido-líquido y a diferentes intervalos de tiempo. Los resultados se muestran en la tabla 3.5.

### 3.2 Tratamiento de los datos experimentales.

#### 3.2.1 Cálculo del pH de disolución al agregar ácido de AHMSA.

La disolución que se forma con el sólido y el agua tiene muchas sales en disolución, que junto con la gran cantidad de protones que agrega el ácido, provocan un comportamiento no ideal de la disolución. Esto hace necesario que se conozca de forma experimental, el pH final de la disolución al agregar el ácido AHMSA.

Para esto, se obtiene una correlación entre la concentración de ácido sulfúrico en una disolución obtenida por dilución del ácido residual AHMSA y el pH de la disolución. Se utilizan los datos experimentales de la tabla 2.2.

Se probaron tres diferentes ecuaciones:

A. Ecuación para cálculo de la acidez de una disolución de ácido sulfúrico con una etapa protolítica completa y la segunda incompleta [19].

$$\text{pH}^{\text{ideal}} = -\log (0.5 \{ (Ca - K_a) + \sqrt{[(Ca - K_a)^2 + 4CaK_a]} \}) \quad \dots(3.1)$$

donde:  $K_a = 0.011$

$Ca =$  concentración molar (mol/L)

B. Ecuación para cálculo de la acidez de un ácido con una sola disociación completa.

$$\text{pH}^{\text{ideal}} = -\log Ca \quad \dots(3.2)$$

C. Ecuación para cálculo de la acidez de un ácido con dos disociaciones completas.

$$\text{pH}^{\text{ideal}} = -\log (2 Ca) \quad \dots(3.3)$$

En la tabla 3.6. se encuentran los resultados obtenidos.

El error se calculó de la siguiente manera:

$$\% \text{Error} = 100 [ \text{pH}^{\text{real}} - \text{pH} ] / \text{pH}^{\text{real}} \quad \dots(3.4)$$

Se observa que la ecuación (3.2) es la que representa mejor a los datos experimentales. En seguida se procedió a correlacionar el error con la concentración de ácido sulfúrico en la solución, obteniéndose una dependencia lineal dada por la siguiente ecuación:

$$\% \text{Error} = -6.5051 + 21.6965Ca \quad \dots(3.5)$$

con un coeficiente de correlación igual a 0.9927.

La ecuación que resulta para el cálculo del pH es la siguiente:

$$\text{pH} = -\log Ca / [ 1.0651 - 0.783 Ca ] \quad \dots(3.6)$$

siendo  $Ca$  la concentración de ácido sulfúrico presente.

Resolviendo esta ecuación obtenemos que la concentración necesaria para llegar a un pH de 2 es  $7.465E-3$  mol/L.

### 3.2.2 Cálculo de la cal necesaria

Los datos experimentales se encuentran en la tabla 3.4.

Los valores se normalizaron dividiéndose entre la cantidad de sólido utilizado. Se probaron muchas correlaciones, pero sólo se detalla la que se adaptó mejor a los datos experimentales. Además las regiones alta y baja mostraron distinto comportamiento. El resultado es el siguiente:

Región Alta

$$GC = [0.033 + 113.4005 \cdot 10^{-\Delta pH}] \cdot VH \cdot VT / GS \quad r=0.9970$$

...(3.7)

Región Baja

$$GC = [0.1067 - 0.106654 \cdot 10^{-\Delta pH}] \cdot VH \cdot VT / GS \quad r=0.9975$$

...(3.8)

donde: GC = gramos de cal necesarios para  
neutralizar la disolución.

VH = volumen de ácido AHMSA utilizados, en ml.

VD = volumen de dilución final, en ml.

GS = masa del sólido inicial sin humedad, en  
gramos.

$\Delta pH = pH_{precipitación} - pH_{reducción} = 8.5 - 2$   
 $= 6.5.$

Debe notarse que el segundo término de la ecuación lineal, en las condiciones de trabajo ( $\Delta pH = 6.5$ ), es despreciable en

comparación con el término independiente, por lo que las ecuaciones se pueden reescribir de la siguiente forma:

$$GC = k \cdot VH \cdot VD / GS \quad \dots(3.9)$$

donde :  $k = 0.0331$  (región alta)

$k = 0.1067$  (región baja)

### 3.2.3 Cálculo del agua necesaria para solubilizar las sales presentes

Puesto que existe una gran cantidad de sales solubles, sobre todo en la región alta del confinamiento, se hace necesario un análisis para corroborar que el agua agregada sea suficiente para solubilizar todas las sales, especialmente el sulfato de sodio y el de hierro.

#### a) $FeSO_4$

Se disponen de datos de solubilidad del  $FeSO_4$  en disoluciones de  $H_2SO_4$  a diferentes concentraciones y temperaturas [42] y se muestran en la figura 3.1.

Según los datos experimentales de la tabla 2.2 la cantidad de  $FeSO_4$  en % p/v es de 14.95 g/100ml.

La concentración de ácido requerido para alcanzar un pH 2 es  $7.465E-3$  mol/l, lo que equivale a 0.73157 g de  $H_2SO_4$  conc./l. Esta cantidad de ácido equivale a 12.8 ml de ácido AHMSA por litro de dilución. Esto añade 1.9136 g  $FeSO_4$ /dil. Si la densidad de dilución aproximada 1.2 g/ml se tienen 0.1595 g  $FeSO_4$  / g dil.

De la gráfica 3.1 se lee que a la temperatura de 20°C la máxima concentración de  $\text{FeSO}_4$  soluble a esa concentración de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  es de 22 g de  $\text{FeSO}_4$ /100 g de disolución, que es mucho menor que el límite de solubilidad que es de 22%. Por lo tanto no existe peligro de que el  $\text{FeSO}_4$  precipite.

b)  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

Los únicos datos de solubilidad que existen para el  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  están expresados en disoluciones con agua pura o con  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado. Estos datos se encuentran en la tabla 3.7 y en la figura 3.2.

Además se sabe que la solubilidad del  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  en  $\text{H}_2\text{SO}_4$  es:

$$\frac{299.9 \text{ g } \text{Na}_2\text{SO}_4}{1 \text{ l } \text{H}_2\text{SO}_4}$$

Los datos de la tabla 2.1 indican que en la región alta hay un promedio de 20.771 g Na/100g de sólido seco, lo que equivale a 64.128 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ /100g sólido seco, por lo tanto habrá 641.38 g de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  por cada kilogramo de sólido seco.

Para una temperatura de 20°C, la solubilidad de equilibrio es de 0.1942 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ /g  $\text{H}_2\text{O}$ .

Por lo tanto la cantidad de agua mínima requerida para solubilizar el contenido total de la sal de sodio es:

$$\frac{641.38 \text{ g } \text{Na}_2\text{SO}_4/\text{kg sólido}}{0.1947 \text{ g } \text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g } \text{H}_2\text{O}} = 3294.19 \text{ g } \text{H}_2\text{O}/\text{kg sólido}$$

Por lo tanto, según el valor obtenido, las condiciones marcadas inicialmente de 2 litros de agua por kilogramo de sólido

[31] tendrán que cambiar, por lo menos para la región alta del confinamiento, ya que se necesitará, en promedio un mínimo de 3.3 litros de agua por kilogramo de sólido seco a tratar.

El análisis para la parte baja es similar. Según la tabla 2.1 el promedio de sodio en la parte baja es de 0.222 g Na/100g de sólido seco lo que equivale a 0.00686 g Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>/ g de sólido seco; en un kilogramo de sólido se tendrán 6.86 g de Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>.

Si la solubilidad es de 0.1947 g Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, la cantidad necesaria de agua es:

$$\frac{6.86 \text{ g Na}_2\text{SO}_4/\text{kg sólido}}{0.1947 \text{ g Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}} = 35.2337 \text{ g H}_2\text{O}/\text{kg sólido}$$

El agua necesaria para diluir esa sal es mucho menor que los 2 litros por kilogramo de sólido seco que se agregarán. No se consideró necesario reducir la cantidad de agua a usar, porque el agua solubiliza otras sales y es un factor importante para la agitación, reacción química, etc.

### 3.3 Balance de Masa del Proceso

#### 3.3.1 Estequiometría de reacción

Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso de estabilización son:



o bien:



Si se considera que la reacción entre el cromato y el ácido

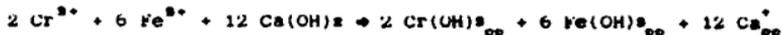
es instantánea, se puede escribir:



o bien:



Después de la reacción de reducción se realiza la de precipitación al añadir cal. Sin embargo, la cal al entrar en contacto con el agua se hidrata:



En esta última reacción se encontró que el cromo no precipita ~~nada~~ como hidróxido, sino también como sulfato anhidro, que es insoluble en agua. El ión sulfato está presente, por la adición de ácido sulfúrico, en las sales de cromo y hierro.

En base a esto se puede plantear el balance de masa teórico, para calcular la cantidad de reactivos necesarios para diferentes concentraciones de cromatos en ~~estas~~ regiones del confinamiento.

### 3.3.2 Cantidad de materias primas requeridas

a) Hierro:

Estequiométricamente, la cantidad de Fe metálico requerida para reaccionar con una mol de cromato tiene una relación 1:1. Si el peso molecular del Fe es 55.8 g/mol y el del Cr es 51.9 g/mol,

entonces la cantidad de Fe necesaria será:

$$g \text{ Fe} = \frac{x (55.8/51.9)}{1000} = 1.075E-3 \cdot x / \text{kg de sólido} \quad \dots(2.10)$$

donde x son las ppm de Cr presentes en los sólidos.

Si se usara Fe II se requeriría exactamente el triple.

Prácticamente siempre se añade un exceso, con el fin de evitar que una pequeña cantidad de cromo quede sin reaccionar y además, aumentar la rapidez de la reacción.

Esta cantidad en exceso a sido estudiada por varias personas: el Manual Técnico Degremont [14] recomienda un exceso de 25%, para la práctica comercial; la USEPA [33] recomienda un exceso de por lo menos 8 veces la cantidad estequiométrica teórica; en el caso del hierro metálico, Gould [23] encontró que la reacción depende directamente del área superficial del hierro en el reactor; experimentos de los trabajos previos a este proyecto afirman que es necesario un exceso del doble de Fe II para llevar a cabo la reducción efectivamente.

Puesto que los datos difieren mucho entre sí (desde 0.25 hasta 8), en este estudio los cálculos se basan en los resultados experimentales obtenidos para este caso en particular, ya que no hubo evidencia de ineficiencia en la reacción.

No obstante, se recomienda que este sea un punto de estudio primordial durante la operación de la planta piloto, ya que de esto depende la eficiencia de la reacción de reducción y por lo

tanto del proceso global.

La reducción se realizará por medio del hierro li presente en el ácido residual de AHMSA y para completar la cantidad necesaria se añadirá hierro de material de desecho o de la misma empresa.

#### b) Ácido Sulfúrico

Si se usa  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado, para lograr a un pH = 2, que como se indicó anteriormente, corresponde a una concentración real de ácido de  $7.465 \times 10^{-3}$  mol/L.

mol/L, se necesitan las siguientes cantidades:

$$\begin{aligned} \text{Parte Baja: } 7.465 \times 10^{-3} \text{ mol/L} \times 2 \text{ l} \times 98 \text{ g/mol} \times (1/0.98\%) \times (1/1.834) \\ = 0.814 \text{ ml/kg sólido} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Parte alta: } 7.465 \times 10^{-3} \text{ mol/L} \times 3.3 \text{ l} \times 98 \text{ g/mol} \times (1/0.98\%) \times \\ (1/1.834) = 1.34 \text{ ml/kg sólido/1.834} = 1.34 \text{ ml/kg sólido} \end{aligned}$$

En caso de utilizar ácido residual AHMSA, se tiene que considerar que es una disolución, por lo tanto, se requiere un mayor volumen de ácido para lograr el pH deseado. El volumen necesario se puede calcular con base en la concentración promedio de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  en el efluente AHMSA, de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \text{Parte Baja: } (7.465 \times 10^{-3} \text{ mol/L} \times 2 \text{ l/kg sólido}) / 0.581 \text{ mol/L} \\ = 25.72 \text{ ml ácido AHMSA/kg sólido} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Parte Alta: } (7.465 \times 10^{-3} \text{ mol/L} \times 3.3 \text{ l/kg sólido}) / 0.581 \text{ mol/L} \\ = 42.43 \text{ ml ácido AHMSA/kg sólido} \end{aligned}$$

c) Cal

Para el cálculo de la cantidad de cal, se requieren datos de pH inicial (reducción), pH final (precipitación), volumen de ácido gastado, volumen de agua usada para diluir y cantidad de sólido tratado. Como todos estos datos ya son conocidos, sustituyéndolos en la ecuación (3.9) se logra conocer la cantidad de cal requerida para neutralizar y precipitar todo el sólido.

Parte alta:

$$\begin{aligned} \text{g CaO} &= 0.0331 * 42.43 * (3300 + 42.43) / 1000 \\ &= 4.69 \end{aligned}$$

Parte baja:

$$\begin{aligned} \text{g CaO} &= 0.1067 * 25.72 * (2000 + 25.72) / 1000 \\ &= 5.55 \end{aligned}$$

d) Cantidades promedio de reactivos:

Aplicando las ecuaciones indicadas en los anteriores párrafos y considerando los valores promedio de concentración en el cementerio, se obtienen las cantidades de cal, ácido y hierro indicadas en la tabla 3.8, para la región alta y baja del confinamiento.

El volumen que involucra esta cantidad de reactivo puede calcularse con base en las densidades de las sustancias. Los volúmenes necesarios por kilogramo de sólido tratado se muestra en la tabla 3.9.

La cantidad de sólido de residuo de la región alta y baja a

tratar, por lote, depende de la capacidad del tanque de reacción.

El volumen de tanque se fijó en 520 litros y considerando que se usará solamente el 85% para seguridad de la operación, se obtiene un volumen efectivo de 442 litros.

Por lo tanto, la máxima cantidad de sólido a tratar (haciendo una aproximación al número menor más cercano) es de:

Región Alta =  $442 / 4.7 \approx 90$  kg de sólido

Región Baja =  $442 / 3.13 \approx 140$  kg de sólido

### 3.3.3. Cantidad de producto obtenido

a) Sólido y líquido después de la precipitación:

Se consideran sólidos a todo el material original estabilizado excepto el  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ; la cal, hierro y los sólidos suspendidos totales que se generan a partir del ácido de AHMSA. Como líquidos se consideran a la solución conformada por toda el agua añadida al moler y diluir, agua para preparar la lechada de cal, y el agua que añade al ácido AHMSA, junto con el sulfato de sodio disuelto.

La cantidad de sólido que se va a filtrar y la cantidad de líquido filtrado que se obtendrá es:

Parte alta del confinamiento:

a) agua total:            agua para moler = 90 litros  
                                  agua para diluir = 207 litros  
                                  agua de la lechada = 0.423 litros, si se

prepara con igual cantidad, en peso, de  
de agua y cal.

agua que añade el ácido = 4.45  
litros. <sup>1</sup>

volumen total de agua = 301.879 litros.

sal de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  disuelta = 57.69 kg

b) sólido total: sólido del confinamiento excepto el  
 $\text{Na}_2\text{SO}_4$  =  $90 \cdot (1-0.6418) = 32.238$  kg.  
cal agregada = 0.42 kg  
hierro agregado = 1.588 kg  
sólidos suspendidos totales = 2.54k-3 kg  
sólidos totales = 34.251 kg

Parte baja del confinamiento:

Se sigue el mismo procedimiento, obteniendo los siguientes  
resultados:

a) agua total: agua de molienda = 140 L  
agua de dilución = 140 L  
agua de la lechada de cal = 0.778 L

1

Se calcula con base en el análisis hecho al ácido residual  
ANMSA que informa un contenido promedio de 628 mg de sólidos  
suspendidos totales por litro (mg/l). Por lo tanto, lo que resta  
es de líquido. Si un litro de ácido pesa 1174 g, la cantidad en  
masa de líquidos que habrá será:

$$(1174 - 0.628) \text{ g/l} = 1173.372 \text{ g}$$

por lo tanto la relación que habrá será de:

$$1173.372 / 1174 = 0.999 \text{ kg SPO/ Kg Ácido ANMSA}$$

el cálculo será: 0.999 \* ml ácido ANMSA \* 1.174 \* Kg de  
sólido / 1000.

agua que proviene del ácido AHMSA = 4.2 L

volumen de líquido total = 284.98 L

sal de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  disuelta = 0.9604 kg.

b) Sólido total: sólido estabilizado excepto  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  =

$140 \cdot (1 - 0.00686) = 139.0396 \text{ kg}$

cal agregada = 0.778 kg

Fe agregado = 0.297 kg

sólidos suspendidos totales = 2.395k-3 kg

sólido total = 140.3022 kg

#### b) Sólidos y líquidos después de la filtración

Si se considera al sólido obtenido después de la filtración con una humedad del 30%, queda en evidencia que es necesario añadir más agua para lavar la torta, y así evitar que arrastre  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  disuelto, pues su presencia afecta la calidad del sólido. El agua agregada para lavar la torta se definió como el equivalente al valor de la humedad de la torta, para asegurar un buen lavado.

Por lo tanto, la cantidad obtenida después del filtrado es:

Parte alta:

Torta = 34.251 + 14.679 de humedad = 48.93 kg

Filtrado = 301.879 + 57.69 de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  disuelto = 359.5693 kg.

Parte baja:

Torta = 140.3022 + 60.1295 de humedad = 200.43166 kg

Filtrado = 284.9798 + 0.9604 Kg  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  disuelto = 285.94 kg

c) Sal obtenida por cristalización y evaporación

La mejor alternativa de uso de este efluente es la obtención de un producto útil y comercial como el  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ; pues simultáneamente se evita la contaminación de los efluentes y no se pierde un recurso aprovechable.

Existen diversos métodos empleados para eliminar la materia inorgánica de las aguas: evaporación, enfriamiento, diálisis, intercambio iónico, algas, ósmosis inversa, etc.

La evaporación consiste en llevar a punto de ebullición a la solución y evaporar agua pura que puede reutilizarse o descargarse. Los compuestos inorgánicos del residuo se concentran hasta que precipitan. Los principales factores en la selección del método evaporativo son el económico, esto es, si el valor del residuo utilizable es mayor que el costo del combustible; la concentración de sólidos disueltos, ya que se requiere un mínimo de 10000 ppm disueltos; y finalmente la presencia de materias extrañas, que provocan incrustaciones o corrosión.

Otro proceso es el de cristalización por enfriamiento en el cual se aprovecha que conforme disminuye la temperatura de las sustancias reducen su solubilidad. Así, al efectuar esta operación se obtienen como productos unos cristales, que pueden estar hidratados, y un licor, llamado agua madre, que tendrá una concentración de sal según el equilibrio. Los cristales pueden ser separados por filtración o centrifugación.

En la diálisis se separan los solutos aprovechando su

distinta velocidad de difusión a través de membranas. En este proceso el gradiente de concentración produce la separación, en forma natural.

En la electrodiálisis esta fuerza aumenta por la aplicación de energía eléctrica.

El intercambio iónico es el proceso de intercambio de ciertos cationes y aniones indeseables de las aguas por sodio, hidrógeno, e iones de otro material llamado resina. Estas pueden ser tanto naturales como artificiales y se conocen como zeolitas. Este proceso es útil cuando se desea agua de excelente calidad, pero requiere de mucho trabajo y supervisión, además de que utiliza productos químicos peligrosos.

La ósmosis inversa consiste en aplicar una presión suficiente a un fluido concentrado para vencer la presión osmótica y forzar al agua a pasar a través de una membrana semi-permeable, separando así, los sólidos disueltos originales.

Con base en lo anterior se consideran las alternativas de evaporación y cristalización las más adecuadas a las necesidades técnicas y económicas del proceso.

Existen varias posibilidades para la elección del equipo:

- a)Cristalizador por enfriamiento
- b)Evaporador convencional
- c)Evaporador solar

El balance de masa para estos tres procesos toma como base que los cristales precipitan en forma decahidratada,  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ ,

lo que implica que retendrán agua y habrá menos en el agua madre.

La deducción de las ecuaciones del balance de masa como el que sigue:

Nomenclatura:

C = masa de los cristales anhidros

R = relación de peso molecular del soluto hidratado  
al peso molecular del soluto anhidro. En este  
caso, esta relación es :  $321.98 / 141.98 =$   
 $2.2678$ .

$C_{eq}$  = solubilidad al equilibrio (g/g)

$s_0$  = masa del soluto anhidro inicial

$s_u$  = masa del solvente inicial

ch = masa de cristales hidratados

$m_c$  = masa de agua de cristalización

sd = masa del soluto disuelto

se = masa del disolvente evaporada

La masa del soluto que quedará en la disolución final será función de la concentración al equilibrio y del agua final, que es la inicial menos el agua de cristalización.

$$sd = C_{eq} (s_0 - m_c) \quad \dots(3.11)$$

La cantidad de cristales que precipitarán será la masa inicial de soluto menos la masa de lo que quede en disolución:

$$C = s_0 - sd \quad \dots(3.12)$$

La masa de cristales decahidratados que precipitarán será:

$$ch = C \cdot R \quad \dots(3.13)$$

y por lo tanto la masa del agua de cristalización será:

$$mC = C^*K - C = C (K-1) \quad \dots(3.14)$$

Con las ecuaciones (3.11), (3.12) y (3.14) se obtiene :

$$C = \frac{aU - C_{eq} \cdot a_0}{1 - C_{eq} (K-1)} \quad \dots(3.15)$$

Si en la cristalización hubiera evaporación, la deducción es igual y se obtendría:

$$C = \frac{aU - C_{eq} \cdot (aU - a_0)}{1 - C_{eq} (K-1)} \quad \dots(3.16)$$

Las solubilidades al equilibrio de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  en agua a diferentes temperaturas son:

A  $100^\circ\text{C}$  es 0.4245 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}$

A  $15^\circ\text{C}$  es 0.1947 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}$

A  $5^\circ\text{C}$  es 0.06383 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}$

A  $0^\circ\text{C}$  es 0.0499 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}$

Cristalizador por enfriamiento:

Las condiciones que se tienen para la región alta y baja son:

Región alta : 57.69 kg  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  / 301.6793 kg  $\text{H}_2\text{O}$  = 0.1911 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}$ .

Región baja : 0.9604 kg  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  / 284.9798 kg  $\text{H}_2\text{O}$  = 0.00337 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4/\text{g H}_2\text{O}$ .

Estos datos muestran que la concentración real de efluente de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  en la región baja es menor que la de equilibrio, por lo que no precipitará nada, lo que implica que no hay que tratar esa agua. En cambio el efluente de la región alta si tiene que tratarse.

Usando las ecuaciones del balance de masa, se obtienen

los siguientes resultados, si cristalizamos a 5°C:

Parte alta: Cristales anhidros = 41.8093 kg  
Masa de agua de cristalización = 52.998 kg  
Cristales húmedos = 94.8073 kg  
Masa de agua = 248.8813 kg  
Masa de sólido disuelto = 15.7155 kg  
Masa total de aguas madres = 264.7674 kg

Hay que notar que la concentración de sal en el agua madre es de  $15.7155 / 248.8813 = 0.063 \text{ g Na}_2\text{SO}_4 / \text{g H}_2\text{O}$ .

Parte baja: Masa de sólido disuelto = 0.9604 kg  
Masa de agua = 284.9798 kg  
Masa total de aguas madres = 285.9402 kg

La concentración es de  $3.37E-3 \text{ g Na}_2\text{SO}_4 / \text{g H}_2\text{O}$ .

Para evitar tener problemas en cuanto a las máximas descargas permisibles, se analizó la Legislación Ambiental de México de 1977 que a ese respecto considera en conjunto a todas las sales inorgánicas que no estén legisladas individualmente; las cuales no deberán tener una concentración tal que su conductividad rebase el límite de 2000  $\mu\text{moh} / \text{cm}$ .

Rodier [36] reporta la equivalencia de concentración y conductividad para disoluciones de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  a 20°C : para la conductividad requerida, la concentración máxima de sal será de 0.02 N (figura 3.3).

Esta concentración, en masa, será (considerando densidad del agua) de 0.00142 g  $\text{Na}_2\text{SO}_4 / \text{g}$  disolución. Esto es:

$$0.00142 / (1-0.00142) = 0.001422 \text{ g Na}_2\text{SO}_4 / \text{g H}_2\text{O}$$

Esto es, la máxima concentración permisible a descargar es de 0.14% en masa.

Por consiguiente, no podrá ser posible descargar ninguno de nuestros efluentes, sin tratamiento previo, ya que sobrepasan la cantidad establecida.

#### Evaporación convencional:

El evaporador convencional tiene la ventaja de que obtenemos de el vapor y este puede recuperarse para recircularse como agua pura. Sin embargo, se tendría que evaporar agua de ambas regiones para lograr que la sal precipite y para cumplir con los requerimientos ambientales. Para llevar la solución de 15°C a más de 93°C (102.8 C a 1 atm) y evaporar la mayoría del agua para la parte baja, se tendrá que invertir mucha energía, por la enorme cantidad de agua a evaporar hasta lograr el equilibrio, como lo demuestran los resultados de los cálculos ( se tomó el calor latente de vaporización  $\lambda = 538.6 \text{ kcal / kg}$  ):

#### Parte alta:

$$\text{Masa de agua a evaporar} = 228.74 \text{ kg}$$

$$\text{Masa de cristales anhidros} = 57.69 \text{ kg}$$

$$\text{Masa de agua de cristalización} = 73.139 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor requerido} &= 228.74 [ 1 \cdot (100 - 15) + 538.6 ] = \\ &= 142\,639 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$( 538.6 = \text{calor latente de vaporización} ).$$

Parte baja:

Masa de agua a evaporar = 283.762kg

Masa de cristales anhidros = 0.9604kg

Masa de agua de cristalización = 1.21/8kg

Calor requerido =  $283.762 [ 1 \cdot (100 - 15) + 538.6 ] =$   
= 176 951 kcal.

Evaporador solar:

El evaporador solar tiene la ventaja de no necesitar más que la energía solar para poder operar. Sin embargo, tiene los siguientes inconvenientes: en la Ciudad de México la humedad relativa es muy alta (80%); la temperatura ambiental promedio es templada (15°C); al estar expuesta al aire libre se puede contaminar; el producto obtenido es en forma de torta y tiene un precio en el mercado más bajo.

Sin embargo, no se obtienen subproductos, ya que toda el agua se evapora, obteniéndose únicamente sal.

El balance de masa es igual que el hecho para el evaporador convencional.

Con base en lo anterior se elegirá la mejor opción para tratar este efluente:

El evaporador solar tiene la ventaja de ser muy barato ya que sólo se requiere de un recipiente (que puede ser de concreto) y puede incluirse en la obra de construcción civil. No obstante, no puede operar todo el año y el producto obtenido no es de muy

buena calidad.

El evaporador convencional tiene la ventaja de no depender de causas climatológicas externas y con su operación se pueden hallar los parámetros necesarios para su escalamiento a tamaño industrial pero representa una inversión inicial significativa.

El cristalizador tiene las mismas ventajas que el evaporador convencional, pero no es tan caro.

Haciendo un análisis cuidadoso de todas las ventajas y desventajas, se llega a la conclusión que la mejor alternativa es usar un cristalizador y los efluentes de este tratarlos con un evaporador solar.

Con esta alternativa se tendrá la siguiente operación: La solución filtrada del tratamiento de la región baja pasará directamente al evaporador solar, a menos que su concentración de sales sea lo suficientemente alta para que pueda cristalizarse antes. La solución filtrada del tratamiento de la región alta, pasará primero al cristalizador del cual se obtendrá una sal tipo "granel" y un agua madre; ésta pasará al evaporador solar, del cual se obtendrá sal tipo "torta". En todo el proceso (molienda, dilución, etc.) se usará agua pura.

#### 3.3.4 Diagramas de proceso

Los resultados obtenidos de los cálculos de cada etapa del proceso se resumen en el siguiente balance de materia:

REGIÓN ALTA      REGIÓN BAJA (kg)

MATERIAS PRIMAS:

Sólido residual	90	140
Agua molienda	90	140
Agua dilución	207	140
Ácido AHMSA	4.48	4.23
Hierro metálico	1.59	0.29
Cal	0.42	0.78
Agua lechada cal	0.42	0.78
Agua lavado torta	14.68	60.13

PRODUCTOS DE PRECIPITACIÓN Y FILTRACIÓN:

Torta:

a) sólido	34.25	140.3
b) humedad	14.68	60.13

Líquido:

a) agua	301.88	284.98
b) sal disuelta	57.69	0.96

PRODUCTOS DE CRISTALIZACIÓN:

Cristales hidratados	94.81	
Agua madres	264.77	

PRODUCTOS DE EVAPORACIÓN:

Cristales	15.72	0.96
-----------	-------	------

El diagrama de flujo de proceso se muestra en la figura 3.4.

En el se muestra en forma esquemática la secuencia del proceso global, junto con el balance de masa, propiedades de las sustancias como densidad, viscosidad y pH; así como la identificación de cada equipo por medio de una clave y su potencia o capacidad.

Además, en el diagrama de localización se sugiere un arreglo para el equipo. En este diagrama se toma en cuenta las dimensiones de cada equipo, el espacio requerido entre cada uno de ellos, así como los servicios mínimos necesarios en las instalaciones de la planta piloto, como son oficina, laboratorio, almacén, servicios y baño. El diagrama se muestra en la figura 3.5.

## CAPITULO IV

### DISEÑO DE EQUIPO DE PROCESO

#### 4.1 Tuberías

El diseño de las tuberías dependerá de la función específica que tenga. Así, el diseño para flujo a dos fases (sólida-líquida) será diferente que el diseño para tuberías de agua. También es importante analizar el tipo de material recomendado para evitar la corrosión de las tuberías. En las tablas 4.1 y 4.2 se resumen los materiales de construcción probables para este proceso.

La forma de calcular el diámetro de las tuberías requeridas es peculiar, ya que simplemente se conocen intervalos de velocidades recomendadas; el procedimiento a seguir es:

Para tener un flujo turbulento es necesario que  $Re_{min} = 10\ 000$ , sabiendo que:

$$Re = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} \quad \dots(4.1)$$

Como en esta ecuación existen dos incógnitas ( $d$  y  $v$ ) se busca en la bibliografía el intervalo de velocidades recomendadas.

Posteriormente se aplica la ecuación anterior para  $Re > = 10\ 000$ , y con las propiedades de la sustancia se halla un intervalo de diámetros.

Se selecciona un diámetro intermedio, de acuerdo con los diámetros nominales disponibles en el mercado.

Y finalmente con el diámetro ya fijo, se obtiene la velocidad del fluido. El flujo del fluido a través de la tubería será

función del área de esta y de la velocidad calculada:

$$q = v A = v \pi r^2. \quad \dots(4.2)$$

#### 4.1.1 Tubería de Alimentación de Agua

Esta tubería va del tanque de agua TA-01 al molino ML-01 y al reactor TR-01.

Los datos del agua son:  $\delta = 1 \text{ g/ml} = 62.3 \text{ lb/ft}^3$  y  $\mu = 1 \text{ cp}$ . Se recomienda una velocidad entre 6 y 9 ft/s.

Si se toma la velocidad como 7.5 ft/s = 230 cm/s, entonces con  $K_e = 29000$  se tendrá:

$$d \text{ descarga} = 1.27 \text{ cm} = 1/2 \text{ in}; v = 230 \text{ cm/s} = 7.546 \text{ ft/s.}$$

La experiencia recomienda que el diámetro de tubería de succión sea por lo menos un diámetro nominal mayor que el de la descarga; por lo tanto:

$$d \text{ succión} = 1 \text{ 1/2 in}; v = 25.55 \text{ cm/s} = 0.8384 \text{ ft/s.}$$

El flujo que se obtendrá será:

$$Q = 230 \text{ cm/s} \cdot \pi (1.27/2)^2 = 291.356 \text{ ml/s}$$

El material será acero al carbón, o bien acero inoxidable de baja aleación.

El tiempo requerido para descargar todo el tanque de su contenido, con esta tubería es:

Parte baja:

$$280 \text{ l} \cdot 1000 / 291.356 \text{ ml/s} = 961.0 \text{ s} = 16 \text{ min.}$$

Parte alta:

$$297 \text{ l} \cdot 1000 / 291.356 \text{ ml/s} = 1019.4 \text{ s} = 17 \text{ min.}$$

#### 4.1.2 Tubería de descarga de molino

Esta tubería va del molino ML-01 al tanque de reacción TR-01.

Puesto que el fluido a manejar es muy similar al que se descarga del reactor, la tubería será de las mismas dimensiones:

diámetro de succión = 2 in

diámetro de descarga = 1 in

El flujo será de 365.74 ml / s.

El tiempo requerido para descargar será:

Parte baja:

$$280 \text{ l} \cdot 1000 / (1.1 \cdot 365.74) = 695.97 \text{ s} = 11.6 \text{ min}$$

Parte alta:

$$180 \text{ kg} \cdot 1000 / (1.1 \cdot 365.74) = 447.4 \text{ s} = 7.45 \text{ min.}$$

#### 4.1.3 Tubería de descarga de tanque de reacción

Esta tubería va del tanque de reacción TR-01 al filtro FR-01.

En esta tubería se tiene flujo a dos fases, sólido-liquido.

Para este caso los cálculos se basaron en que la velocidad en la tubería deberá ser por lo menos 4 o 5 veces más que la velocidad de sedimentación de los lodos.

Se tienen los siguientes valores:  $\mu = 0.022 \text{ g} / \text{s cm}$ ;  $\delta = 1.2 \text{ g/ml}$  (de la mezcla).

La velocidad de sedimentación se puede hallar con los datos de la tabla 3.4, por medio de la siguiente definición:

$$v = - \frac{dz}{dt} \quad \dots(4.3)$$

donde:  $v$  = velocidad de sedimentación

$z$  = altura de la interfase a tiempo  $t$

$t$  = tiempo

Integrando esta ecuación se obtiene:

$$z = z_0 - vt \quad \dots(4.4)$$

Obteniendo una correlación lineal de los datos:

$$z_{0, \text{prom.}} = 40.222 \text{ cm}$$

$$v_{\text{prom.}} = 0.1955 \text{ cm/min} = 1.0688\text{E-}4 \text{ ft/s.}$$

La velocidad mínima del fluido debe ser 4 o 5 veces más que la promedio, por lo que se deberá ser de por lo menos de  $5\text{E-}4$  ft/s.

Como esta velocidad es muy pequeña, la sedimentación no limita el flujo de descarga del reactor.

La velocidad recomendada para suspensiones de grava [35] es función del diámetro:

Diámetro de Tubería	Velocidad recomendada
in	m/s (ft/s)
1	0.91 (3)
3	2.1 (7)
6	3.0 (10)

$$\text{Por lo tanto } d = (13\ 000)^{0.022} / (1.2 \cdot 93.83) = 2.54 \text{ cm} \\ = 1 \text{ in.}$$

La velocidad 93.83 cm/s es mucho mayor que la velocidad de sedimentación, que es 0.1955 cm/s, por lo tanto, no habrá problema de sedimentación del lodo.

$$\text{Diámetro descarga} = 1 \text{ in} ; v_{\text{desc.}} = 93.83 \text{ cm/s}$$

$$\text{Diámetro succión} = 2 \text{ in} ; v_{\text{succ.}} = 23.45 \text{ cm/s}$$

El flujo que se tendrá será :

$$Q = 93.83 \text{ cm/s} \cdot \pi (2.54/2)^2 = 475.45 \text{ ml/s} = 1.677 \times 10^{-2} \text{ ft}^3/\text{s}.$$

El material de esta tubería deberá ser resistente a las soluciones alcalinas y con  $\text{Fe}(\text{OH})_2$ , por lo tanto se recomienda acero inoxidable, de cualquier tipo.

El tiempo requerido para descargar todo el tanque, con esta tubería será:

Parte baja:

$$438.69 \text{ l} \cdot 1000 / 475.45 \text{ ml/s} = 922.68 \text{ s} = 15.4 \text{ min}.$$

Parte alta:

$$425.322 \text{ l} \cdot 1000 / 475.46 \text{ ml/s} = 894.57 \text{ s} = 14.9 \text{ min}.$$

#### 4.1.4 Tubería de descarga del cristalizador

El agua madre que se obtiene a la salida del cristalizador y que conduce hacia el evaporador solar, tiene prácticamente la misma densidad y viscosidad que el agua pura a esa temperatura, por lo que las dimensiones de las tuberías requeridas serán las mismas que para el agua:

diámetro de succión = 1 1/2 in

diámetro de descarga = 1/2 in

El flujo será : 291.356 ml / s.

El tiempo requerido para descargar es:

Parte alta:

$$264.77 \text{ kg} / 291.356 = 908.75 \text{ s} = 15.15 \text{ min}.$$

#### 4.2 Bombas

El diseño de bombas se hizo por medio de un cálculo simplificado, que es el de  $\Delta P_{100}$ . Este cálculo se basa en los valores obtenidos de las tablas Crane, que reporta caídas de presión para agua a  $16^{\circ}\text{C}$  para distintos diámetros de tubería y a distintos flujos. Aunque este método conlleva a errores, la potencia real requerida por las bombas es muy baja; al elegirse bombas mayores que lo calculado, se pierde el posible error de diseño que provoca el método aproximado.

Esto sirve para obtener las sumas de fricciones a lo largo de toda la tubería, ya que:

$$\Sigma F = \Delta P_{100} \cdot \Sigma L_{eq} / 100 \quad \dots(4.5)$$

La caída de presión de una mezcla de grava y agua, que es semejante a las suspensiones que se tienen en la planta piloto, es:

$$i_m = i_l \left[ c \left( \frac{\rho_s}{\rho_l} - 1 \right) + 1 \right] (J) \quad \dots(4.6)$$

donde:

$i_m$  =  $\Delta P$  por unidad de longitud

$i_l$  =  $\Delta P$  si el líquido fluyera solo

$c$  = fracción de sólidos, en volumen

$\rho_l$  = densidad del líquido

$\rho_s$  = densidad de la partícula del sólido

La cabeza de la bomba, esto es, la diferencia de presión medida inmediatamente antes y después de la bomba, expresada en unidades de longitud, se puede calcular con :

$$H' = \Delta Z + \left( \Delta v^2 / 2gc \right) + \Sigma F \quad \dots(4.7)$$

La potencia de la bomba real (brake horse power) será:

$$\text{bHP} = Q \text{ (gpm)} H \text{ (ft)} \text{ sg} / 3960 \eta \quad \dots(4.8)$$

( $\eta$  = eficiencia mecánica = aproximadamente 0.7)

Los tipos más comunes de bombas son las centrífugas y las de desplazamientos positivo.

Las bombas centrífugas son más sencillas y baratas y pueden conectarse directamente al motor sin engranajes o poleas; pueden trabajar con líquidos que contengan gran cantidad de sólidos en suspensión, y proporcionan una presión de descarga uniforme.

Las de desplazamiento positivo trabajan con líquidos viscosos o pesados, desarrollan altas presiones y dan un caudal casi libre de fluctuaciones e independiente de la presión de descarga.

La selección de las bombas centrífugas horizontales o verticales se basa en los siguientes criterios:

	Horizontal	Vertical
Espacio	poca altura	poca Area, gran altura
Flexibilidad	poca	bastante
Mantenimiento	poco	mucho
Corrosión/abrasión	poco problema	gran problema
Costo	poco	bastante

#### 4.2.1 Bomba para la alimentación de agua (BA-U1)

De la sección anterior se obtuvieron los siguientes datos:

$$Q = 291.356 \text{ ml/s} = 1.0289 \text{ E-2 ft}^3/\text{s} = 4.618 \text{ gpm}$$

$$d \text{ descarga} = 1/2 \text{ in; } v \text{ descarga} = 7.5458 \text{ ft/s}$$

$$d \text{ succión} = 1 \text{ 1/2 in; } v \text{ succión} = 0.8384 \text{ ft/s}$$

$$\text{de tablas se obtiene: } \Delta P_{\text{poo succión}} = 0.09141 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{poo descarga}} = 9.7575 \text{ psi}$$

Se puede hacer una aproximación basada en el diseño preliminar de la planta, que la diferencia de altura entre el punto de entrada y de salida será aproximadamente 1.3 m (4.265 ft). La distancia entre el tanque de agua y la succión de la bomba es aproximadamente 0.5 m (1.64 ft) y entre la descarga de la bomba y el tanque de reacción es de 6 m (19.68 ft).

El cálculo de la longitud equivalente y fricción para la succión, es:

	L/D
codo de 90	30
válvula de globo convencional sin obstrucción	340

$$\Sigma L/D = 370$$

$$L = (370 * 1.5 / 12) = 46.25 \text{ ft}$$

$$L \text{ total} = 46.25 + 1.64 = 47.89 \text{ ft}$$

$$\Sigma f = 0.09141 * 47.89 / 100 = 0.04378 \text{ psi}$$

El cálculo de la longitud equivalente y fricción para la descarga es:

	L/D
válvula check convencional	135
codos de 90	30 (3)
válvula de compuerta	13

$$\Sigma L/D = 238$$

$$L = 238 * 0.5 / 12 = 9.917$$

$$L \text{ total} = 9.917 + 19.68 = 29.612 \text{ ft}$$

$$\Sigma F = 9.7575 \cdot 29.602 / 100 = 2.884 \text{ psi}$$

La suma de fricciones total será la de succión y la de descarga esto es  $\Sigma F$  total = 2.9322 psi. Expresado en pies es :

$$2.9322 \text{ psi} \cdot 144(\text{in}/\text{ft})^2 / 62.37 \text{ lb}/\text{ft}^3 = 6.77 \text{ ft}$$

$$\Delta v^2 / 2 g_c = [(7.5458)^2 + (0.8384)^2] / 2 \cdot 32.2 = 0.8732 \text{ ft}$$

$$H = 4.265 + 0.8732 + 6.77 = 11.908 \text{ f}$$

$$\text{bHP} = 4.018 \cdot 11.908 \cdot 1 / (3960 \cdot 0.7) = 0.0198$$

La bomba con HP más cercano es la de 1/4 de HP. Por lo tanto se recomienda una bomba de tipo centrífuga, horizontal, fabricada en acero al carbón.

#### 4.2.2 Bomba de descarga del molino (BA-02)

Utilizando los datos de la sección anterior :

$$Q = 365.741 \text{ ml/s} = 1.2928 \cdot 2 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$d \text{ descarga} = 1 \text{ in} ; v \text{ descarga} = 72.18 \text{ cm/s} = 2.368 \text{ ft/s}$$

$$d \text{ succión} = 2 \text{ in} ; v \text{ succión} = 36.089 \text{ cm/s} = 1.184 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P_{\text{fco}} \text{ desc} = 1.1018 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{fco}} \text{ succ} = 0.04104 \text{ psi}$$

El  $\Delta P_{\text{fco}}$  se debe corregir, ya que se manejará una suspensión, aplicando la ecuación (4.6), obteniéndose:

$$\Delta P_{\text{fco}} \text{ desc} = 1.1018 + \{ 0.58 (2.5/1.1 - 1) + 1 \} = 2.84 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{\text{fco}} \text{ succ} = 0.041 + \{ 0.58 (2.5/1.1 - 1) + 1 \} = 1.779 \text{ psi}$$

Se considera que la diferencia de altura entre el tanque y la entrada del filtro será de 0.5 m y la longitud de tubería a la succión de la bomba será de 0.5m (1.64 ft) y a la descarga 3m

(9.84 ft).

La suma de fricciones en la succión es :

	L/D
codo de 90	30
válvula de globo convencional	340
$\Sigma L = 370 \cdot 2 / 12 = 61.66$ ft	
$L$ total = 61.66 + 1.64 = 63.3 ft	
$\Sigma F$ succ. = 63.3 * 1.779 / 100 = 1.126 psi	

La suma de fricciones a la descarga es:

	L/D
codo de 90	30
válvula check convencional	130
válvula de compuerta	13
$\Sigma L/D = 178$	
$\Sigma L = 178 \cdot 1 / 12 = 14.833$ ft	
$L$ total = 14.833 + 9.843 = 24.675 ft	
$\Sigma F$ desc = 24.6755 * 2.84 / 100 = 0.7 psi	
La suma de fricciones total será: 0.7 + 1.126 = 1.86 psi.	

Esto también se puede expresar como 3.4166 ft.

$$Av^2 / 2gc = [(2.368^2) + (1.184^2)] / 2 \cdot 32.2 = 0.0653$$

$$H = 0.0653 + 1.64 + 3.58 = 5.286 \text{ ft.}$$

$$\text{bHP} = 5.79 / \text{gpm} \cdot 5.286 \text{ ft} \cdot 1.2 / (3960 \cdot 0.7) = 0.0132 \text{ bHP}$$

Por lo tanto, la bomba comercial que cumple mejor con estas condiciones la de 1/4 de HP centrifuga horizontal. El impulsor se recomienda esté construido de acero inoxidable de aleación de Cr y

N1, para soportar las condiciones básicas y, el resto puede ser de hierro comercial.

#### 4.2.3 Bomba para descarga del reactor (BA-03)

Con base en los datos de la sección previa se tiene:

$$Q = 475.45 \text{ ml/s} = 1.677 \text{ E-2 ft}^3/\text{s}$$

$$d \text{ descarga} = 1 \text{ in} ; v \text{ descarga} = 93.83 \text{ cm/s} = 3.078 \text{ ft/s}$$

$$d \text{ succión} = 2 \text{ in} ; v \text{ succión} = 23.45 \text{ cm/s} = 0.7696 \text{ ft/s}$$

$$\Delta P_{100} \text{ desc} = 1.1018 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{100} \text{ succ} = 0.04104 \text{ psi}$$

El  $\Delta P_{100}$  se debe corregir, ya que se manejará una suspensión. Para esta corrección se usará la ecuación (4.6). Se obtiene:

$$\Delta P_{100} \text{ desc} = 1.1018 + [0.38 (2.5/1.1 - 1) + 1] = 2.5854 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{100} \text{ succ.} = 0.041 + [0.38 (2.5/1.1 - 1) + 1] = 1.5246 \text{ psi}$$

Se considera que no habrá diferencia de altura entre el tanque y la entrada del filtro y la longitud de tubería a la succión de la bomba será de 1m (3.28 ft) y a la descarga 3m (9.84 ft).

La suma de fricciones en la succión es :

	L/D
codo de 90	30
válvula de globo convencional	340

$$\Sigma L = 370 \cdot 2 / 12 = 61.66 \text{ ft}$$

$$L \text{ total} = 61.66 + 3.28 = 64.946 \text{ ft}$$

$$E F \text{ succ.} = 64.946 \cdot 1.5246 / 100 = 0.991 \text{ psi}$$

La suma de fricciones a la descarga es:

	L/D
codo de 90	30
válvula check convencional	130
válvula de compuerta	13
	$\Sigma L/D = 178$

$$E L = 178 \cdot 1 / 12 = 14.833 \text{ ft}$$

$$L \text{ total} = 14.833 + 9.843 = 24.843 \text{ ft}$$

$$E F \text{ desc} = 24.6755 \cdot 2.5854 / 100 = 0.6379 \text{ psi}$$

$$\text{La suma de fricciones total será: } 0.6379 + 0.991 = 1.6289 \text{ psi.}$$

Esto también se puede expresar como 3.4188 ft.

$$\Delta v^2 / 2 g_c = \{ (3.078^2) + (0.7696^2) \} / 2 \cdot 32.2 = 0.1564 \text{ ft}$$

$$H = 0.1564 + 3.4188 = 3.575 \text{ ft.}$$

$$\text{bHP} = 7.5357 \text{ gpm} \cdot 3.575 \text{ ft} \cdot 1.2 / (3960 \cdot 0.7) = 0.0166$$

La bomba comercial más adecuada también es la de 1/4 de HP centrífuga horizontal. El impulsor será de acero inoxidable de aleación de Cr y Ni, para soportar las condiciones básicas y el resto será de hierro comercial.

#### 4.2.4. Bomba para la descarga del cristalizador (BA-04)

Tenemos los siguientes datos:

$$d \text{ descarga} = 1/2 \text{ in}$$

$$d \text{ succión} = 1 1/2 \text{ in}$$

$$Q = 291.356 \text{ ml/s} = 1.0289 \cdot 2 \text{ ft}^3/\text{s} = 4.618 \text{ gpm}$$

AP descarga = 9.7575 psi; v descarga = 7.5458 ft/s

AP succión = 0.09141 psi; v succión = 0.8384 ft/s

Se define una distancia de 0.5 m (1.64 ft) entre el tanque y la succión de la bomba y de 16 m (52.49 ft) entre la descarga de la bomba; y la diferencia de alturas de 0.5 m (1.64m).

La suma de fricciones a la succión es:

	L/D
codo de 90	30
válvula de globo convencional	340

$$\Sigma L/D = 3/0 + 1.5 / 12 = 46.25 \text{ ft}$$

$$\Sigma L \text{ total} = 46.25 + 1.64 = 47.89 \text{ ft}$$

$$\Sigma F = 0.09141 + 47.89 / 100 = 0.0449$$

La suma de fricciones a la descarga es:

	L/D
codo de 90	30 (3)
válvula check	135
válvula de compuerta	13

$$\Sigma L/D = 238 + 0.5 / 12 = 9.9167 \text{ ft}$$

$$\Sigma L \text{ total} = 52.49 + 9.9167 = 62.41 \text{ ft}$$

$$\Sigma F = 9.7575 + 62.41 / 100 = 6.09 \text{ psi}$$

$$\Sigma F \text{ total} = 0.044 + 6.09 = 6.13 \text{ psi.}$$

Esto también se puede expresar como 14.15 ft.

$$\Delta v^2 / 2g_c = \{ 7.5452^2 - 0.8384^2 \} / 2 + 32.2 = 0.8732 \text{ ft}$$

$$H = 1.64 + 0.8732 + 14.15 = 16.674 \text{ ft}$$

$$DHP = 4.618 + 16.674 + 1 / (3960 + 0.7) = 0.0194 \text{ hp}$$

Nuevamente, la bomba más adecuada resulta la de 1/4 de hp. La bomba será de tipo horizontal, de acero al carbón o de acero inoxidable.

#### 4.3. Tanque de Reacción (IR-U1)

Este es un equipo muy sencillo pero muy importante, ya que en él se llevará a cabo la parte más importante del proceso. Puesto que tendrá una gran variedad de disoluciones, deberá ser lo suficientemente resistente para cada una de ellas. Por los materiales analizados anteriormente, se recomienda el acero inoxidable con aleación Incolloy (40 Ni, 21 Cr, 3 Mo, 1.5 Cu). Este es el mejor material para que soporte condiciones ácidas, básicas, soluciones de sulfatos y de cromatos. También la aleación de acero inoxidable austenítico (20 Cr, 29 Ni, 3.5 Cu, 2.5 Mo) es recomendable.

La cotización se hizo para acero inoxidable 316 (austenítico, 18 Cr, 12 Ni, 2.5 Mo) que también cumple satisfactoriamente con los requerimientos técnicos.

El volumen de operación es de 442 l.

El volumen total es de 520 l.

El radio es de 0.7 m.

El volumen de la parte cilíndrica es 519.97 l.

El volumen de la cabeza tori esférica es  $0.0809 D_1^3$  [35], lo que da un volumen de 27.75 l.

La altura del tanque total será de 1.351 m.

La altura de operación sea de 1.148 m.

#### 4.4 Agitador (AG-01)

El agitador debe ser tal que disperse o suspenda la fase discontinua a través de la fase continua; y debe proporcionar una turbulencia de gran intensidad a través de las partículas suspendidas para promover la transferencia de masa entre las fases. Esto obliga a tener un agitador produciendo velocidades suficientemente altas que prevenga el asentamiento de las partículas además de evitar zonas muertas en el volumen total.

Los impulsores pequeños que giran a gran velocidad producen altas velocidades de flujo, pero concentradas cerca del impulsor. Por otro lado, impulsores grandes a bajas velocidades producen turbulencia uniforme a través del tanque, pero no desarrollan velocidades suficientes para mantener la suspensión. Por esto, en nuestro caso, se recomiendan impulsores de tamaño mediano operando a velocidades intermedias.

Por el resultado obtenido por Gould, se recomienda una velocidad mínima de 400 rpm, por lo que se eligió 600 rpm, que es cuando ya no interfiere en los fenómenos de transferencia de masa.

Según Brown [ 5] para agitación se deberá calcular un número de Reynolds modificado, tomando en cuenta la velocidad angular y el diámetro del impulsor al cuadrado.

Si el diámetro del impulsor se elige como la tercera parte del diámetro del tanque, esto es 0.233 m (0.7655 ft), entonces:

$$Re = \frac{10 \text{ rpm} \cdot 74.844 \text{ lb/ft}^3 \cdot (0.76552^2)}{2.2 \cdot 6.72E-4 \text{ lb/fts}} = 296680.25$$

De la tabla dada en el mismo libro, se obtienen diferentes valores de  $\phi$  según el tipo de impulsor de que se trate. Este valor sirve para hacer una aproximación de la potencia requerida para el impulsor:

$$P = \phi \cdot \rho \cdot \eta^3 \cdot D_1^5 / gc \quad \dots(4.9)$$

Se eligió un impulsor tipo marino, ya que son los que menos usan energía. Este impulsor será de 3 hojas, con un pitch igual a su diámetro. En este caso  $\phi = 0.32$ , por lo que la potencia será:

$$P = 0.32 \cdot 74.844 \text{ lb/ft}^3 \cdot (10^3) \cdot (0.7655^3) / 32.2$$

$$P = 195.5 \text{ lbf ft / s} = 0.355 \text{ hp.}$$

$$P \text{ corregida} = 0.355 \cdot (1.222) = 0.4338 \text{ hp.}$$

Se eligió un motor de 1/2 hp .

#### 4.5 Sistema de Filtración (FR-01)

Los parámetros de diseño de los filtros son obtenidos básicamente en forma experimental, por lo que no se puede dimensionar uno con los datos disponibles.

Sin embargo, se dispone de algunos datos de una cotización pedida anteriormente, y los parámetros son:

Para un flujo de 500 l/hr, se tendrá una masa velocidad de 210.53 l/hr  $\text{ft}^2$  ; una subergencia del tambor de 25%, con un área efectiva de filtración de 0.8  $\text{m}^2$ .

#### 4.6 Cristalizador (SC-01)

El tipo de cristalizador dependerá del proveedor y de su diseño. Sin embargo, se recomienda que para pequeñas cantidades de materiales se use un cristalizador batch, entre otras cosas, porque es más barato.

Existe en literatura un cristalizador usado para  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , que es el Swenson-Walker, que opera enfriando la solución, y es de sección semicircular en el fondo para proveer el área superficial requerida para el intercambio de calor entre la solución y el enchaquetado. Tiene agitadores que se mueven a baja velocidad para mejorar la transferencia de calor y para favorecer la uniformidad en la cristalización. Los cristales son removidos por una espiral inclinada que los desaloja hacia un filtro o centrifugadora.

El cálculo de la cantidad de calor necesaria de eliminar en el cristalizador por enfriamiento, si se cristaliza a 5°C es:

$$Q \text{ solución de } 15^\circ\text{C a } 5^\circ\text{C} + Q \text{ cristalización} = Q \text{ total} \quad \dots(4.10)$$

Se tiene como dato el calor de solución del  $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10 \text{ H}_2\text{O}$  a  $18^\circ\text{C} = 18.76 \text{ kcal/mol}$ .

El cp del  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  a  $16.5^\circ\text{C}$  es  $0.205 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$  y a  $11.3^\circ\text{C}$  es  $0.204 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$ .

El cálculo se hizo tomando como estado de referencia  $18^\circ\text{C}$ , que es el mismo tomado para el calor de solución. Este calor es prácticamente el mismo que el de cristalización, pero de signo contrario.

Calor para pasar de 15°C a 18°C:

$$\Delta H_s = [301879.3 \text{ g} \cdot 1 \cdot (18-15)] + [57690 \text{ g} \cdot 0.20542 \cdot (18-15)]$$

$$\Delta H_s = 941,189.9394 \text{ cal}$$

Las moles de los cristales hidratados es:

$$94807.3 \text{ g} \cdot (1 / 321.98) = 294.4509 \text{ moles}$$

El calor de cristalización es:

$$\Delta H_s = -18760 \cdot 294.4509 = -5,523,898.839 \text{ cal}$$

El calor para pasar de 18°C a 5°C es:

$$\Delta H_s = [301879.3 \cdot 1 \cdot (5-18)] + [57690 \cdot 0.20407 \cdot (5-18)]$$

$$\Delta H_s = -4,077,477.278 \text{ cal}$$

El calor total por lote será la suma de los tres anteriores:

$$\Delta H \text{ total} = -8,660,186.178 \text{ cal} = 34365.82 \text{ BTU.}$$

Puesto que el volumen de líquidos provenientes del tratamiento de la región alta, que se cristalizará es de 360 litros, el volumen de diseño del tanque será de 500 litros, para suficiente flexibilidad durante la operación.

Este volumen deberá contar con el máximo de Área superficial de transferencia de calor posible. Con un análisis de la relación que guarda el radio de un cilindro con su Área externa expuesta, se concluye que el área de transferencia es mayor a menor radio; aunque esto tiene un límite que es la longitud del cilindro. El cristalizador tipo Swenson-Walker cumple con estos requerimientos.

Las dimensiones óptimas para este tipo de cristalizador son:

$$\text{Diámetro} = 0.4 \text{ m}$$

$$\text{Longitud} = 4 \text{ m}$$

El tanque no estará completamente lleno; el cálculo del nivel que alcanza el líquido en el tanque se puede hallar conociendo la fracción del volumen parcial (operación) respecto al volumen total (diseño):

$$360 / 500 = 0.72$$

Con este valor y con la tabla que aparece en el Perry para recipientes cilíndricos horizontales parcialmente llenos, se halla que:

$$H / D = 0.6765$$

donde H es la altura del nivel desde el fondo y R es el radio.

Por lo tanto, el recipiente tendrá su nivel promedio a los 27.06 cm del fondo, lo que representa aproximadamente un 70%.

El ángulo interno que forman el radio con el nivel ( $\alpha$ ) será:  $\cos \alpha = 1 - H/R$ , con lo que  $\alpha = 110.67^\circ$ .

El área expuesta de transferencia de calor será el área del cilindro más el de las tapas planas:

$$A_{\text{cilindro}} = \pi R^2 L (110.67^\circ \cdot 2 / 360) = 0.309 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{tapas}} = 2 \pi R^2 (110.67^\circ \cdot 2 / 360) = 0.1545 \text{ m}^2$$

$$\text{Área total} = 0.46 \text{ m}^2 = 4.96 \text{ ft}^2$$

El coeficiente de transferencia de calor para recipientes con agitación mecánica está dado por [35]:

$$h_j D_j = 0.633 k (L^2 N \delta / \mu)^{0.5} (c \mu / k)^{1/8} (\mu / \mu_w)^{0.18}$$

...(4.11)

donde:  $h_j$  = coeficiente de transferencia de calor

$D_j$  = diámetro del recipiente

L = longitud de la paleta del agitador

N = número de revoluciones por hora

$\delta$  = densidad promedio

$\mu$  = viscosidad del líquido

k = conductividad térmica

Los valores disponibles son:

$$\delta = 1 \text{ g/cm}^3 = 62.372 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1 \text{ cp} = 2.4192 \text{ lb/ft hr}$$

$$k = 0.3384 \text{ BTU/hr ft F}$$

$$c = 1 \text{ cal/g C} = 1 \text{ BTU/lb}$$

$$D_j = 0.4 \text{ m} = 1.312 \text{ ft}$$

Se recomienda [ 1 ] que la velocidad de agitación para este tipo de cristalizador sea de 7 rpm (420 rph).

Puesto que el agitador es una hélice, la longitud será su diámetro interno, que es un poco menor al diámetro total, y se considera de 0.36 m, esto es, 1.181 ft.

Sustituyendo estos valores se obtiene que:

$$h_j = 38.65 \text{ BTU/hr F ft}^2$$

El coeficiente de transferencia de calor del medio enfriante se considera un valor promedio de 1000 BTU/hr F ft<sup>2</sup> =  $h_{oi}$ .

El coeficiente global será:

$$U_c = h_j h_{oi} / (h_j + h_{oi}) = 37.2145 \quad \dots(4.12)$$

Para hallar el coeficiente global de diseño se toman en cuenta la resistencia a la transferencia de calor.

Esta resistencia se considera de 0.001 para los líquidos

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

refrigerantes y 0.003 para el agua con sales disueltas. Por lo tanto:

$$1 / U_d = 1 / U_c + 0.001 + 0.005 \quad \dots(4.13)$$

$$U_d = 30.42 \text{ BTU/hr ft}^2$$

Puesto que este es un proceso batch, esto es, cuya temperatura varía con el tiempo, el tiempo requerido para enfriar hasta la temperatura de cristalización es:

$$- M c dT / dt = U A \Delta T \quad \dots(4.14)$$

donde  $\Delta T$  = temperatura del tanque (T) menos la del medio de enfriamiento ( $T_e$ ). La temperatura del medio de enfriamiento será constante si ocurre una vaporización.

Integrando se obtiene:

$$\ln ( T_0 - T_e ) / ( T_f - T_e ) = ( U A / M c ) t \quad \dots(4.15)$$

Se recomienda como medio refrigerante al amoníaco, y una temperatura de vaporización de  $-12^\circ\text{C}$  ( $10^\circ\text{F}$ ), que corresponde a una presión de 38.5 psia.

Por lo tanto el tiempo requerido para enfriar será de 2.93 horas.

La cantidad de amoníaco requerida se puede conocer, ya que su calor latente de vaporización, a  $10^\circ\text{F}$ , es 561.1 BTU/lb. Si se necesitan transmitir 34365.82 BTU, la masa requerida será 61.25 lb, esto es 27.81 kg.

La potencia requerida para agitar (27) está dada por la siguiente correlación:

$$HP = 1.29 \times 10^{-4} D_j^{1.1} L^{2.78} N^{2.66} \nu^{0.8} z^{0.6} \mu^{0.14} \rho^{0.66}$$

...(4.1b)

donde  $y$  = ancho del agitador, ft. Se recomienda [ 1 ] un ancho de 2 pulgadas (0.166 ft).

$N$  = revoluciones por segundo

$z$  = altura de la porción húmeda del recipiente.

Este es el valor del nivel que es de 27.06 cm (0.8878 ft).

Sustituyendo estos valores se obtiene una potencia necesaria de 4K-6 HP. Puesto que este es un valor muy bajo y no se encuentran agitadores de esa potencia, se eligió el motor del agitador con una potencia de 1/4 HP.

#### 4. / Evaporador Solar (ES-01)

No existe en la bibliografía mucha información sobre el cálculo para este tipo de equipo; en realidad, los datos presentados son del comportamiento que un cierto equipo tuvo en determinadas circunstancias [40]. Esto hace que su diseño sea bastante impreciso y poco reproducible. Sin embargo, estos datos sirven para hacer un diseño preliminar.

Se conocen dos tipos de evaporadores solares: los que recuperan el agua evaporada colocando un techo sobre la superficie, y cuya finalidad es obtener o reutilizar el agua; y los que no recuperan el destilado, ya que su objetivo es la obtención de la sal; estos no cuentan con cubierta alguna.

Los primeros requieren una mayor cantidad de mano de obra y

de materiales de construcción y se recomiendan para lugares con una gran radiación solar.

Aquellos de los que solamente obtenemos la sal, son más baratos, aunque dependen del clima para poder operar.

En el caso de la planta piloto, el agua destilada sería poca y no es indispensable recuperarla; la prioridad es no vertir un efluente demasiado concentrado en sales, por lo tanto será suficiente con un recipiente donde disponer el efluente, y además se obtiene la sal recuperada.

Para una latitud lo más cercana posible a la nuestra, el valor promedio anual de radiación solar es de 100 BTU/hr ft<sup>2</sup>.

Según [40] esta radiación corresponde a una evaporación de poco más de 0.119 gal/día ft<sup>2</sup>, con una eficiencia de transferencia de calor del 50%. Los resultados experimentales proponen que la eficiencia no es mayor del 30%, lo que equivale a una evaporación de 0.074 gal/día ft<sup>2</sup> (0.27 l/día ft<sup>2</sup>).

Se tratarán 7 lotes de la región baja por cada lote de la región alta, en cuatro días. En cada lote de la región alta se evaporarán 248.88 l de agua, y en cada lote de la región baja se evaporarán 284.98 l agua. Por lo tanto, se necesitan evaporar 560.93 litros de agua por día.

El área necesaria será  $560.93 / 0.27 = 2075.6 \text{ ft}^2 = 192 \text{ m}^2$ .

Esto equivale a un cuadrado de lado de aproximadamente 14 m y una altura requerida de 1.167 cm, según el volumen promedio del líquido.

Se tomó como el área de diseño requerida  $100 \text{ m}^2$ , que corresponde a una longitud de cada lado de 10 m, y una altura del nivel de 2.24 cm .

Para prevenir derrames por sobrecarga, se sugiere una altura de por lo menos 20 cm.

Esta disminución en el área es importante ya que el precio de construcción es función del área [10].

#### 4.8 Horno (HO-01)

Este equipo se analizó como complemento ya que no es un equipo indispensable para la realización del proceso global.

El cálculo de la cantidad de calor necesaria en el horno se hace tomando en cuenta que la máxima temperatura requerida es de  $1500^\circ\text{C}$ . Se toman los valores promedio de las capacidades caloríficas de los elementos principales de los ladrillos, ya que al ser sólidos, estas no varían mucho.

$$cp \text{ Al}_2\text{O}_3 = 0.25 \text{ cal / g}^\circ\text{C}$$

$$cp \text{ Fe}_2\text{O}_3 = 0.234 \text{ cal / g}^\circ\text{C}$$

$$cp \text{ Cr}_2\text{O}_3 = 0.21 \text{ cal / g}^\circ\text{C}$$

$$cp \text{ MgO} = 0.29 \text{ cal / g}^\circ\text{C}$$

$$cp \text{ SiO}_2 = 0.265 \text{ cal / g}^\circ\text{C}$$

El  $cp$  promedio se calcula tomando en cuenta las concentraciones promedio de estos compuestos dados en la tabla de caracterización inicial del cementerio.

Parte alta:

$$\text{Al}_2\text{O}_3 : (3.0588 \text{ g Al/ } 100 \text{ g muestra}) \cdot (1/26.98) \cdot (1/2) \cdot (101.969/1) = 5.77 \text{ g Al}_2\text{O}_3/ 100 \text{ g muestra/ } 100 \text{ g muestra}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 : (0.2 \text{ g Fe/}100 \text{ g muestra}) \cdot (1/55.8) \cdot (1/2) \cdot (154.6/1) = 0.286 \text{ g Fe}_2\text{O}_3/ 100 \text{ g muestra}$$

Lo que se agrega para la reducción es:

$$(17.639 \text{ g Fe/}1000 \text{ g sólido}) \cdot (1/55.8) \cdot (1/2) \cdot (154.6/1) = 2.4435 \text{ g Fe}_2\text{O}_3/ 100 \text{ g muestra}$$

Esto da un total de 2.7295 g Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/ 100 g sólido

$$\text{Cr}_2\text{O}_3 : (6588.6 \text{ mg/ } 1000 \text{ g sólido}) \cdot (1/1000) \cdot (1/51.89) \cdot (1/2) \cdot (151.98 /1) = 0.963 \text{ g/ } 100 \text{ g muestra}$$

$$\text{MgO} : (0.0414 \text{ g/ } 100 \text{ g muestra}) \cdot (1/26.989) \cdot (1/2) \cdot (42.98/1) = 0.0659 \text{ g / } 100 \text{ g muestra}$$

$$\text{SiO}_2 : 9.3 \text{ g/ } 100 \text{ g muestra}$$

El cp promedio de la parte alta, multiplicando cada cantidad de masa por su cp correspondiente y dividiendo entre 100 , es:

$$\text{cp promedio} = 0.26947 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$$

El calor Q = m cp ΔT, por cada lote procesado es:

$$Q = 39444 \text{ g sólido sin H}_2\text{O} ( 0.26947) (1500 - 15) =$$

$$Q = 15800 \text{ kcal}$$

Parte Baja:

$$\text{Al}_2\text{O}_3 : (14.0/ \text{ g Al/}100 \text{ g muestra}) \cdot (1/26.98) \cdot (1/2) \cdot (101.969/1) = 26.58 \text{ g Al}_2\text{O}_3/100 \text{ g muestra/}100 \text{ g muestra}$$

$$\text{Fe}_2\text{O}_3 : (6.58 \text{ g Fe/}100 \text{ g muestra}) \cdot (1/55.8) \cdot (1/2) \cdot (154.6/1) = 9.41 \text{ g Fe}_2\text{O}_3/100 \text{ g muestra}$$

Lo que se agrega para la reducción es:

$$(2.1189 \text{ g Fe}/1000 \text{ g sólido}) \cdot (1/55.8) \cdot (1/2) \cdot (154.6/1) = 0.303 \text{ g Fe}_2\text{O}_3/100 \text{ g muestra}$$

Esto da un total de 9.7131 g Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>/ 100 g sólido

$$\text{Cr}_2\text{O}_3: (926.7 \text{ mg}/1000 \text{ g sólido}) \cdot (1/1000) \cdot (1/51.89) \cdot (1/2) \cdot (151.98 /1) = 0.1355 \text{ g}/100 \text{ g muestra}$$

$$\text{MgO}: (5.762 \text{ g}/100 \text{ g muestra}) \cdot (1/26.989) \cdot (1/2) \cdot (42.98/1) = 4.588 \text{ g} /100 \text{ g muestra}$$

$$\text{SiO}_2 : 2.87 \text{ g}/ 100 \text{ g muestra}$$

El cp promedio es 0.1103/ cal/g $\Delta$ C

El calor necesario por cada lote es:

$$Q = 143251 \cdot (0.11037) \cdot (1500-15) = 23478.8 \text{ kcal.}$$

## CAPITULO V

### COSTOS Y BENEFICIOS

El objetivo final de todo proyecto de ingeniería es la satisfacción de las necesidades y deseos humanos. Pero esto no se puede lograr sin determinar su costo.

En este capítulo se analizarán cuales son los costos del proyecto para el tiempo de vida necesaria de experimentación en la planta piloto, así como los beneficios que se obtendrán con la realización del proyecto global.

Para el cálculo del costo de experimentación en la planta piloto hay que considerar los elementos de las tres categorías fundamentales de gastos: el costo del equipo de la planta piloto, así como todos los gastos por construcción e instalación; el costo de las materias primas y servicios auxiliares; y el costo del personal utilizado durante la experimentación (personal directamente relacionado y personal de supervisión).

#### 5.1 Financiamiento Requerido

Este punto es muy importante, ya que serán predichos los requerimientos para la realización total del proyecto.

#### 5.5.5 Inversión Fija

Se considera aquella inversión que es necesaria para iniciar una actividad y se presenta unicamente por una vez durante todo el

proyecto.

Constituye básicamente el costo del equipo y materiales, junto con el capital de trabajo.

a) Cotizaciones de equipo

Se tienen las cotizaciones dadas por diversas empresas a diferentes épocas, tanto para los equipos como para los materiales. Se usan los costos de materias primas reportados en varias referencias bibliográficas. Se resumen en la tabla 5.1.

b) Costos Actualizados

El precio de los bienes, servicios, materiales y energía requeridos para la operación cambian con el tiempo. Los ajustes en los costos se hacen por medio de un índice obtenido a partir de datos reales y tomando como base un año específico. El valor de ese año se expresa como 100 y los otros años se expresan como un porcentaje de esta base. Estos índices son reportados por fuentes especializadas como se muestra en la bibliografía [2,16,49].

En este caso, contamos con los índices de diferentes años:

Año (j)	$i(1990)/i(j)$
1961	3.53
1976	2.02
1988	1.155

Con estos índices, y considerando el el costo del dólar como 2955 pesos se obtienen los siguientes costos, para los equipos y para las materias primas, actualizados con la tasa de interés correspondiente:

Equipo	Costo Actual (pesos)
Molino de bolas	16,337,475
Tanque Reactor	7,172,550
Agitador	5,180,175
Filtro Rotatorio	98,888,213
Electricidad (\$/KWh)	119
Agua de Proceso (\$/L)	0.473

Otro ajuste necesario es el referente a su tamaño, capacidad o potencia, y puede lograrse por medio de la ley de potencia y tamaño. Equipos en los cuales es posible utilizar estas relaciones para la estimación del costo deben ser similares en tipo y variar únicamente en tamaño.

Las economías de escala se expresan como:

$$C = C_i \left[ Q / Q_i \right]^m \quad \dots(5.1)$$

donde :  $C$  = Costo del equipo para una capacidad  $Q$

$C_i$  = Costo conocido

$Q$  = capacidad de diseño

$Q_i$  = capacidad de diseño conocida

$m$  = exponente de correlación

Si  $m=1$  existe una relación lineal y entonces no operan las economías de escala.

Puesto que en el diseño del proceso se hicieron algunas modificaciones en cuanto a capacidad de los equipos, se modificaron los costos respectivos, tomando en todos los casos el exponente  $m=1$ .

Equipo	Capacidad	Costo(pesos)
Molino de Bolas	280 kg	22,872,465
Tanque Reactor	520 l	7,104,240
Agitador	600 rpm	7,400,250

### c)Materiales Adicionales

Para esto, se contabiliza la cantidad de tuberías, válvulas y accesorios mínimos que son requeridos, según el análisis hecho en el capítulo anterior.

	CANTIDAD			
	1/2 in	1 in	1 1/2 in	2 in
Tubería (m)	30	15	3	3
Codo 90	4	2	2	2
Válvula Compuerta	2	2	-	-
Válvula Globo	-	-	2	2
Válvula Check	2	2	-	-

El evaporador solar también tiene un costo que necesita tomarse en cuenta. Este costo se refiere a la mano de obra de construcción y varía directamente con el área.

Daniels [10] da una estimación del costo para construcción de evaporadores solares, en 1961, que es de 2 dólares por pie cuadrado.

Haciendo uso del indicador económico correspondiente y con la

transformación a unidades métricas, el costo es de 224,878 pesos por metro cuadrado.

Puesto que el Área necesaria es 100 m<sup>2</sup> el costo total del evaporador será de 22,487,800 pesos.

Para finalizar, se debe incluir también el costo del equipo más indispensable para realizar los análisis necesarios para un buen control del proceso. Esto incluye lo siguiente:

Equipo	Costo Actual + IVA
Electrodo redox	1,207,500
Medidor pH digital	1,985,734
Bureta 50 ml	156,291
Plato agitador	1,189,100
Barra Agitadora	17,250
Reactivos e imprevistos	1,000,000
TOTAL	5,555,875

Este valor se aproximó a 5,600,000 millones.

#### d) Inversión total de la planta

Hechas las estimaciones necesarias, tanto para obtener costos actuales a precios de 1990 como la capacidad de la misma, se calcula el costo requerido para la compra del equipo.

Equipo	Costo (pesos)
Molino de Bolas	22,872,465
Tanque Reactor	7,104,240
Agitador	7,400,250

Filtro rotatorio	98,888,216
Cristalizador	10,000,000
Bombas(4)	11,465,702
Tanque de agua	495,229
Evaporador Solar	22,487,800
Laboratorio	5,600,000
Tuberia	2,063,859
codo 90	663,655
Válvula de globo	654,109
Válvula compuerta	115,851
Válvula check	171,661
TOTAL	189,983,037

Este valor se aproximó a 190 millones<sup>2</sup>.

Además de los costos de compra del equipo existen otros como el de los fletes, obra civil y mano de obra, ingeniería y administración del proyecto.

Para contabilizar de un modo aproximado el costo total del proyecto, es útil el Método del Factor Múltiple, que consiste en calcular cada uno de los costos individuales del proyecto como un porcentaje del costo total final. Estos porcentajes están de acuerdo a la experiencia obtenida del análisis de plantas de proceso.

Esto se resume de la siguiente forma:

---

<sup>2</sup> Por considerar que el equipo es pequeño y el consumo total de energía de la planta piloto es relativamente bajo, no se consideró la necesidad de adquirir un transformador.

a. Material y Equipo	190,000,000
b. Fletes de Equipo (1% de a)	1,900,000
c. Ingeniería de Proyecto (10% de a)	19,000,000
d. Construcción y mano de obra (25% de a)	47,500,000
e. Administración Proyecto (5% de d)	2,375,000
TOTAL	260,775,000

### 5.1.2 Capital de Trabajo

El capital de trabajo se refiere al efectivo disponible necesario para tener un inventario de materias primas, productos, servicios y mano de obra y forma parte de la inversión total de la planta.

Este inventario corresponde al primer mes, ya que en este periodo se trabaja y consume materias primas, pero todavía no se vende producto. Para esto se analizarán los requerimientos promedio de operación de la planta.

#### a) inventario de producto

Se obtendrán dos productos: tabicón (o ladrillos) y sulfato de sodio (de dos diferentes calidades).

Tomándose como referencia que se procesarán dos lotes por día y sabiendo que por / lotes tratados de la región baja, se trata uno de la región alta y con los resultados obtenidos, que proveen una cantidad de 140.3 kg sólido estabilizado al tratar la

región baja, y 34.25 kg al tratar la región alta; en promedio se obtendrán 254.1 kg de sólido estabilizado diario.

Si cada ladrillo pesa en promedio 1.55 kg [34], se podrán fabricar diariamente 163.9 (164) ladrillos prensados.

La cantidad de sulfato de sodio a obtener se calcula de manera similar, tomando en cuenta que los cristales obtenidos del evaporador solar serán de menor calidad (torta) que los obtenidos del cristalizador (a granel).

Por cada lote de la región alta se obtienen 41.6 kg de sal a granel y 15.715 kg de sal en torta y por cada lote de la región baja se obtiene 0.96 kg de sal en torta.

Esto resulta en una producción diaria promedio de 5.61 kg de sal en torta y 10.45 kg de sal a granel.

El inventario requerido será el capital correspondiente a 1 mes (30 días) de trabajo, esto es:

PRODUCTO	CANTIDAD	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL
Tabicón	4917 lad.	301.25/lad.	1,481,246
NazSO <sub>4</sub> (granel)	313.5 kg	308.8/kg	96,804
NazSO <sub>4</sub> (torta)	168.3 kg	201.5/kg	33,912
TOTAL			1,611,967

#### b) Inventario de Materias Primas

Las materias primas necesarias para operar serán: agua de proceso, ácido sulfúrico, hierro y cal.

El requerimiento de agua de proceso para la región alta es de

301.88 l/lote y para la región baja de 284.98 l/lote. Esto resulta en un consumo diario promedio de 574.2 litros.

El ácido sulfúrico se contabilizará como si se comprara el reactivo puro ( $\delta = 1.834 \text{ g/ml}$ ), por lo tanto por cada lote de la región alta se usará 221.2 g de ácido y por cada lote de la región baja se usan 209 g. Habrá un requerimiento diario de 0.42 kg de ácido sulfúrico diario.

La cantidad de cal necesaria para un lote de la región alta es de 423 g y para un lote de la región baja es de 777.8 g, por lo que se tendrá un consumo diario promedio de 1.47 kg de cal.

El hierro necesario para tratar un lote de la región alta es 1.587 kg y para la región baja es de 0.296 kg, por lo que el consumo diario es de 0.91 kg.

El inventario requerido total para un mes se resume en seguida:

PRODUCTO	CANTIDAD	COSTO UNITARIO (pesos/unidad)	COSTO TOTAL (pesos)
Agua	17225 l	0.473/l	8,148
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	12.6 kg	84.9/kg	1,070
Cal	44.1 kg	104/kg	4,586
Hierro	27.3 kg	250/kg	6,825
TOTAL			20,629

#### c) Inventario de Servicios Auxiliares

Los servicios auxiliares en este caso, es simplemente el de

la energía eléctrica, ya que el agua se incluyó en los reactivos.

Para calcular la electricidad total que se gastará se tiene que tomar en cuenta el consumo individual de energía eléctrica de cada equipo, que son :

EQUIPO	POTENCIA(HP)	POTENCIA(kw)
Molino de Bolas	10	7.457
Bomba	0.25	0.1864
Agitador	0.5	0.373
Filtro Rotatorio	6.7	5.0
Cristalizador	0.67	0.5
(estimado)		

La energía requerida dependerá del tiempo de uso de cada equipo, de acuerdo al proceso batch, que se estableció en el capítulo anterior.

El molino, que tiene un flujo de diseño de 1.5 kg/min, tardará 60 minutos en procesar 90 kg de sólido de la región alta y 93 minutos para los 140 kg de la región baja. El promedio diario es de 177.5 minutos (2.96 hr).

Las bombas tienen un tiempo de uso individual que ya fue calculado y se resume como sigue:

BOMBA	TIEMPO (reg. alta)	TIEMPO (reg. baja)	TIEMPO DIARIO
minutos			
BA-01	17	16	32.25
BA-02	7.5	11.6	22.18
BA-03	14.9	15.4	30.3
BA-04	15.15	-	3.79
TIEMPO TOTAL	DIARIO		88.52

El filtro rotatorio tiene un flujo de 500 l/hr. De la región alta se descarga 393.82 kg/lote y de la región baja 426.24 kg/lote

de líquido filtrado; si la densidad es 1.2 kg/l, esto equivale a 328.2 litros para la región alta y 355.2 litros para la baja. Por lo que el filtro tardará 0.71 hr (42.6 minutos) para en la región baja y 0.656 hr (39.4 minutos) en la región alta.

El cristalizador, que operará únicamente para la parte alta, requerirá de 2.93 horas para un lote, o bien un promedio diario de 0.733 hora.

El tiempo de agitación del reactor dependerá del tiempo de disolución y de reacción. No obstante, estos son dos parámetros que serán estudiados en la planta piloto, por lo que no pueden predecirse. Sin embargo, únicamente por razones de cálculo, se toma como base un tiempo de agitación de 3.5 hr/lote.

Si el costo de la energía es \$119.4/kWh, los costos de la energía consumida son:

EQUIPO	POTENCIA(KW)	TIEMPO(HR)	ENERGIA(KWH)	COSTO TOTAL
Molino	7.457	2.96	22.091	2,637.7
Bombas	0.1864	1.475	0.275	32.8
Agitador	0.373	7.0	1.306	311.8
Filtro	5.0	1.41	7.032	839.7
Cristalizador	0.5	0.733	0.366	43.7
TOTAL DIARIO				3,865.7
TOTAL MENSUAL				115,971.0

Es importante señalar que por considerar que la energía eléctrica a consumir es relativamente poca, no se vió la necesidad de adquirir un transformador.

d) inventario de mano de obra de operación

Se requerirá de los servicios de un ingeniero, dos obreros operadores y 5 peones.

Los sueldos mensuales serán:

Ingeniero	=	3,210,000
Operador (2)	=	1,500,000
Peón (5)	=	1,800,000
TOTAL		6,510,000

e) Total acumulado

Inventario de Producto	=	1,611,967
Inventario de Materia Prima	=	20,629
Inventario de Servicios Auxiliares	=	115,971
Inventario de Mano de Obra	=	6,510,000
TOTAL MENSUAL		8,258,567

5.1.3 Costos de operación y mantenimiento

a) Costo u oportunidad del dinero

Si se reparte el valor del costo fijo de la inversión en una serie de mensualidades iguales, se prevee un incremento en el costo total, debido a la pérdida del valor del dinero conforme el tiempo transcurre.

Se requiere, pues, convertir la suma única de dinero correspondiente a la inversión, a un valor mensual, actualizado a

una tasa de interés,  $i$ , con lo cual se obtiene un costo total anual equivalente.

Esto se hace de una forma sencilla con el método de "valor actualizado" del proyecto, de acuerdo a:

$$A = P \left\{ \left[ i (1+i)^n \right] / \left[ (1+i)^n - 1 \right] \right\} \quad \dots(5.2)$$

donde:             $A$  = mensualidad, \$/mes.  
                   $P$  = valor presente de la inversión, \$  
                   $n$  = número total de meses  
                   $i$  = costo u oportunidad del dinero mensual

D/Inversión anualizada.

Los resultados obtenidos fueron:

Inversión Fija	\$ 260,775,000
Capital de Trabajo	\$ 8,258,567
Inversión Total	\$ 269,033,567

El costo del dinero es un indicador económico conocido, que se puede obtener de fuentes especializadas, mediante un promedio entre el costo porcentual promedio y el valor de los Cetes (28 días). Para el mes de enero estos valores fueron 27.14 % y 23.5 %, respectivamente [17].

Por consiguiente, el costo del dinero actualmente es de 2.11% mensual.

Por lo tanto, la mensualidad  $A$  para 11 meses de operación, es de 27,661,493 pesos mensuales. Esto significa que la inversión

fija total en realidad será de 304,276,426 pesos.

A este costo fijo mensual debe añadirse además los costos de operación mensuales de la planta durante los 11 meses de operación restantes, que totalizan el costo mensual total.

c) Gastos totales de operación mensuales

Los costos de operación se deben analizar en el contexto de manufactura, tráfico y estado de pérdidas y ganancias. Se incluyen generalmente los siguientes aspectos: costo de materias primas, pagos, ganancias, servicios auxiliares, gastos operacionales y de administración.

Estos gastos mensuales son los siguientes (algunos fueron analizados anteriormente):

a) Materias Primas	20,629
b) Servicios Auxiliares	115,971
c) Gastos Operacionales	
c.1) Mano de obra directa y supervisión técnica	6,510,000
c.2) Mantenimiento ( 1% anual sobre la inversión fija)	237,068
c.3) Suministros operacionales (10 % del mantenimiento)	23,707
d) Administración	
d.1) Mano de obra indirecta (15 % de c.1 )	976,500
d.2) Administración directa (60 % anual de c)	4,062,465
d.3) Depreciación (10 % anual inv. fija)	2,370,682
d.4) Imprevistos (1 % anual inv. total)	224,576
d.5) Seguros (1.5 % anual inv. fija)	355,602
TOTAL MENSUAL	14,897,200
FLUJO DE EFECTIVO MENSUAL	12,526,518

#### d)Costo Mensual Total

El costo mensual total es la cantidad de la inversión mensualizada más los costos de operación mensuales:

Inversión mensualizada	27,661,493
Costo de operación	14,897,200
TOTAL	42,558,693
FLUJO DE EFECTIVO	
MENSUALIZADO	40,188,011

#### e)Costo Unitario

Este factor relaciona el costo mensual total con la producción total mensual del producto principal.

$$\$ 42,558,693 / 7.62 \text{ ton/mes} = \$ 5,585,130/\text{ton}$$

O bien, sin tomar en cuenta la depreciación:

$$\$ 40,188,011 / 7.62 = \$ 5,274,017$$

## 5.2 Beneficios

### 5.2.1 Ventas

Durante la operación de la planta piloto, además de cumplir con todos los objetivos de investigación, se obtendrá una cantidad de producto (ladrillos y sal), que aunque no pagan la inversión, representa una fuente de ingresos que no se debe despreciar.

Un importante principio de los estudios económicos es el de no tomar en cuenta los costos que se tuvieron en el pasado, ya que solamente las consecuencias futuras de las alternativas de

inversión pueden ser afectadas por decisiones actuales.

Estos costos pasados que no pueden ser alterados por acciones futuras se llaman "costos sumergidos". También se definen como la parte no recuperada de la inversión.

Si se tomara la inversión como un "costo sumergido", ya que la inversión realizada tiene como propósito la investigación y el desarrollo de un proceso comercial, el costo unitario descenderá al desaparecer el monto de la inversión.

Costo de operación sin depreciación / producción:

\$ 12,526,518 / 7.62 ton/mes = \$ 1,643,900 / ton.

Las ganancias monetarias (brutas) que se obtendrán de la planta piloto que en un año tratará 96.3 toneladas de residuo sólido son \$19,343,604 .

Las ventas mensuales del producto principal son de \$ 1,481,246/mes. Las ventas unitarias son \$ 1,481,246 / 7.62 = \$194,313 / ton.

#### 5.2.2. Disminución de las enfermedades

##### a) Estadísticas de morbilidad

Como ya se dijo, en 1977 se llevó a cabo un estudio con 19 empleados administrativos y 140 obreros de la planta de Cromatos de México y con 948 personas residentes de las cercanías.

El 46.4% de los obreros (65) y el 15.8% de los administrativos (3) tenían perforación del tabique nasal.

El 22.9% de los obreros (32) y el 21% de los administrativos (4) padecían de conjuntivitis crónica.

De la población, 197 personas (21%) tenían manifestaciones relacionadas con la exposición al cromo.

Esto es importante, ya que se tienen que invertir recursos en la curación o una pensión por daños físicos.

#### b) Costos por enfermedades

La perforación del tabique nasal es irreversible, por lo que a las personas afectadas se les otorga, por parte de alguna institución de salud pública, una pensión parcial permanente de por vida, de hasta el 20 % del salario mínimo (comunicación personal con el Dr. Luciano Alvarez Gallegos, departamento de Medicina del Trabajo, IMSS).

Hasta 1990, el salario mínimo fue de \$ 10080/día; el 20% es \$ 2016/día. Si existen por lo menos 60 personas afectadas, esto representa un gasto de \$ 4,112,640. Se toma el salario mínimo como referencia, ya que la mayor parte de los afectados son obreros.

La conjuntivitis crónica causa una incapacidad de trabajo, según la gravedad de la enfermedad, de 1 a 7 días; además, la enfermedad reaparece cada tres meses, si la fuente de contaminación persiste (comunicación personal con el Dr. Luciano Alvarez Gallegos).

Si se toma como promedio 4 días de incapacidad cada 3 meses,

esto equivale a 16 días de incapacidad al año, por cada persona afectada.

En total, por las 36 personas enfermas, calcula se perdieron 5/6 días de trabajo por incapacidad, lo que representa \$ 5,806,080 al año.

Si se considera que los gastos por perforación se hacen desde 1965 (7 años después del inicio de operación de la planta) hasta la actualidad, esto ha representado al estado \$ 1,233,792,000 pesos.

Si se considera que los gastos por conjuntivitis crónica se dieron desde 1959 hasta 1978, fecha de clausura de la planta, esto representa \$ 110,315,520 pesos.

Esto nos da un total, en pesos actuales, de \$ 1,344,107,520 pesos gastados, hasta la actualidad solamente en las personas directamente relacionadas con el proceso!

Según los resultados presentados, el 21% de la población de Tultitlán está afectada en sus vías respiratorias a causa del cromo.

Por medio de los datos de los censos que se presentan en la tabla 5.2, se obtiene una correlación para el crecimiento poblacional [2b]:

$$\ln H = 3.1528 + 0.10895 A \quad \dots(5.3)$$

donde: H = número de habitantes

A = año, en decenas, a partir de 1900.

El coeficiente de correlación de esta ecuación es 0.998.

Con esto se estima una población de 102,945 personas en 1977, de la cual 21 618 estaban afectadas.

Si esta proporción persiste, actualmente existen 89,112 personas afectadas.

### 5.2.3. Disminución de la contaminación en agua

Después de los problemas de salud de la población, el más grave es la contaminación de los pozos de agua provocada por la lixiviación del cromo hexavalente, porque afecta tanto a la población como a la industria local.

#### a) Costo de tratamiento del agua contaminada

Existe información acerca de los costos de tratamiento para la recuperación de aguas contaminadas por cromo hexavalente [33]. Se muestran en la tabla 5.3.

Puesto que el tratamiento más efectivo para purificar el agua y poder usarla industrialmente es el intercambio iónico, se tomó el valor reportado que en 1964, era 0.51 dólares por libra de cromato eliminado.

Actualmente, esto equivale aproximadamente a \$12,550 pesos por kilogramo de cromato eliminado.

Existen actualmente varios pozos contaminados, con concentraciones por arriba del límite [47]. La información obtenida se muestra en la tabla 5.4.

Aunque el gasto de los pozos de GYO no está reportado

oficialmente, por información obtenida [comunicación personal] se estima que es de por lo menos 10 l/s.

Por lo tanto, los gastos para tratar estos residuos son:

CFE:	\$ 6,256,098 /mes
GYO:	\$ 1,073,533 /mes

Los gastos anuales totales son casi 88 millones de pesos.

Esto es preocupante, considerando además que sólo en el Municipio de Tuititlán existe un déficit de agua de 415.44 l/s de agua [25]. La cantidad de agua de los pozos contaminada actualmente representa el 44% del déficit existente.

Esto es, si los pozos pudieran ser utilizados para abastecer la demanda doméstica, el déficit de agua disminuiría en un 64%.

#### b) Posibilidad de futura contaminación

También se puede estimar cuál es la contaminación que todo el cromo confinado puede causar.

El cementerio, que contiene 75,000 toneladas totales, tiene aproximadamente 65 /89.5 toneladas de residuo en la región baja, con una concentración promedio de 926.7 ppm; y 9210.5 toneladas en la región alta, con una concentración promedio de 6588.6 ppm.

Esto es, existe en la región baja 136 toneladas y en la región alta 135.4 toneladas de cromatos (0.36% del total de la masa confinada).

Con esto se calcula que la cantidad de agua que puede ser contaminada, hasta el límite permisible de 0.05 ppm, con todo el

crotonato presente en el cementerio, es  $5.4 \times 9 \text{ m}^3$  de agua !

Para que esta cifra adquiriera significado es necesario analizar cuál sería el uso que podría recibir el agua si no llega a contaminarse.

En Iuititián en 1987 la demanda de agua fue de 640.19 l/s.

Si suponemos que la demanda de agua aumenta en proporción directa con la población existente, se puede predecir cuál será el consumo de agua futuro.

Transformando la ecuación (5.3) obtenemos:

$$H = 23.40149 \exp^{(0.10895)t} \quad \dots(5.4)$$

La variación del consumo de agua con respecto al tiempo se puede representar de la siguiente forma:

$$\frac{dC}{dt} = k H \quad \dots(5.5)$$

donde: C = consumo de agua en l/s

t = tiempo, en años, a partir de 1900

H = número de habitantes

k = constante

Sustituyendo (5.4) en (5.5) y separando variables:

$$f dC = 23.40149 k \int \exp^{(0.10895)t} dt$$

o bien:

$$C = (23.40149 / 0.10895) k \exp^{0.10895t} + B$$

Las condiciones iniciales son:

$$t = 87 \quad C = 640.19$$

$$H = 0 \quad C = 0$$

La última condición se cumple, según la ec. 5.4, cuando

t = -35, esto es, en 1865.

Con las condiciones iniciales obtenemos las dos constantes necesarias:

$$k = 2.2791 \text{ E } -4$$

$$B = 1.0234 \text{ E } -3$$

Finalmente:

$$C = 0.04895 \exp^{(0.10099t)} + 1.0234 \text{ E } -3$$

... (5.6)

Para hallar el tiempo en que el consumo de agua de la propia región podría ser satisfecho, sin necesidad de obtener agua de otros lugares, con la cantidad de agua que puede ser contaminada por el cementerio, se tiene que globalizar el consumo a lo largo del tiempo, y esto conlleva a problemas de actualización.

La tasa apropiada de actualización social es aquella a la cual las autoridades creen que se deben actualizar los beneficios futuros a fin de armonizarlos con los beneficios actuales.

Actualmente en México se tiene una tasa de interés social de 9 % anual (comunicación personal a la SEMIP), por lo que:

$$\sum_{t=0}^n C_t / (1+i)^t = P \{ [ 1 - (1+i)^{-n} ] / [ (1+i)^{-n} - 1 ] \}$$

... (5.7)

donde:  $C_t$  = consumo de agua; se obtiene con la ecuación 5.6, para cada año.

$P$  = cantidad total de agua, en este caso 5.4 E 9

$i$  = tasa de interés social anual, 0.09

Resolviendo la ecuación se obtienen los siguientes resultados:  $n = 13$  años

$$\sum_{t=1}^n C_t / n = 60,738,404 \text{ m}^3 / \text{año}$$

Si el costo del agua doméstica [10] es de \$ 1976 por  $\text{m}^3$  bimestrales (\$ 11856 por  $\text{m}^3$  anuales), entonces el costo total anual será:

$$\$ 11856 \cdot 60,738,404 = \$ 7.2 \text{ E } 11$$

Esto es, 720,114 millones de pesos al año durante 13 años, a precios de 1990.

#### 5.2.4 Relación planta piloto - planta industrial

##### a) Escalamiento del proceso global

Una planta piloto es un modelo a escala de una planta química más grande (no es una versión agrandada de los aparatos del laboratorio); con la limitante de que el tamaño y tipo del equipo escogido deberá ser propicio para la extrapolación a tamaño industrial.

No cabe duda que sería técnicamente posible transferir cualquier proceso directamente del laboratorio a un proceso industrial, siempre y cuando se tuviera suficiente disponibilidad de recursos económicos, tal que se pudieran dar enormes factores de seguridad al diseño de la planta; además de sobrellevar los problemas correspondientes que se tendrán durante la producción.

Por otro lado los datos de comportamiento obtenidos de una

planta de pequeña escala son más precisos y confiables que los obtenidos por cálculos de correlaciones generalizadas o del laboratorio. Se requieren pequeños factores de seguridad, se obtienen mejores rendimientos y eficiencias y además se previenen problemas en el arranque de la planta.

Al desarrollar un proceso, la decisión de omitir o no la planta piloto se debe hacer mediante un análisis económico en el cual el ahorro en tiempo e investigación se contraponen a la eficiencia, menor capital y costo de arranque. Esto es, aunque la construcción y operación de este tipo de plantas es muy caro (dependiendo de la cantidad y tipo de equipo, instrumentación y materias primas) son muchas veces preferibles a tener problemas operativos en la planta industrial, paros de emergencia, cambios de equipo; que muchas veces son más costosos.

Existen además, muchas otras razones para operar una planta piloto: probar teorías de mecanismos de reacción, probar la factibilidad del proyecto, obtener información de diseño, resolver problemas de escalamiento, obtener experiencia y conocimiento de la operación, obtener muestras de productos, obtener datos de contaminación al medio ambiente, probar materiales de construcción, entrenar al personal, probar instrumentación y procedimientos analíticos.

Generalmente, se han estudiado estos tipos de plantas de una manera cualitativa y no cuantitativa, procedimiento incorrecto para los fines del experimento. Se debe prestar atención a la

elaboración y refinamiento de las técnicas experimentales que permitan obtener rápido y a bajo costo, datos de gran precisión, lo cual hace indispensable la aplicación de los métodos estadísticos de diseño de experimentos.

Es importante también la aplicación de la teoría de modelos al escalamiento de plantas y procesos químicos, cuyo objetivo es determinar las condiciones bajo las cuales el desempeño del modelo prediga el desempeño del proyecto final. El equipo deberá modelar los parámetros críticos del proceso, como tiempo de residencia, equivalencia hidráulica y térmica, relación área de transferencia - volumen, relación diámetro impulsor - diámetro reactor, grupos adimensionales, entre otros.

Sin embargo, es importante recalcar que si se trata de un sistema particular del que ya se tenga información previa, es necesario simplemente extraer de las correlaciones adimensionales la regla de escalamiento necesaria y usarla directamente.

Si se ha decidido que es necesaria una planta piloto, después de la etapa de laboratorio se hace, por lo general, una evaluación preliminar de ingeniería del proceso.

Esto consiste en realizar los diagramas de flujo con los balances de materia y energía, definir las operaciones unitarias necesarias y se elige tentativamente el tipo de equipo a usar además de una aproximación del capital necesario. También se incluyen propiedades químicas, físicas y termodinámicas de materias primas y productos; rapidez de reacción, coeficientes

de transferencia de calor y masa, potencia requerida, datos de corrosión, principalmente.

Estos datos pueden ser obtenidos de muchas fuentes: experiencia pasada, datos de laboratorio, datos reportados en la literatura, datos obtenidos por correlaciones empíricas o semiempíricas.

Ocasionalmente, se puede llegar a la conclusión de no requerir experimentación en planta piloto. Generalmente se eligen 1 o 2 operaciones críticas a ser estudiadas, que requieren ser diseñadas y operadas correctamente.

Si se requiere otro paso adicional sólo para alimentar la materia prima a las condiciones adecuadas no es indispensable, aunque si se considera de utilidad, un seguimiento estricto de su eficiencia y desempeño.

Una planta piloto no generará la máxima cantidad de información posible a menos de que en los componentes críticos se aplique la teoría de modelos.

El primer paso es derivar los criterios de similaridad que controla la operación en cuestión. Esto se obtiene por medio del análisis dimensional o por las ecuaciones diferenciales fundamentales del proceso.

Con el estudio de criterio de similaridad se conocen las condiciones bajo las cuales el modelo piloto deberá operar para que los resultados puedan simular los resultados a obtener a gran escala. También muestra en que casos será necesario hacer

correcciones a los resultados, a causa de efectos de escala apreciables, junto con aquellos casos en los que por criterios de similitud incompatibles no se podrán simular los resultados con certeza.

Por las características intrínsecas de los equipos, existen variables que determinan su diseño y la relación máxima de escalamiento a la que se deberá someter, al hacer el diseño industrial. Si el escalamiento global de la planta industrial debe ser función del equipo crítico respecto al escalamiento, esto es, el que pueda ser aumentado menos veces respecto al tamaño de la planta piloto.

Estos factores determinantes están dados por [21], y, para este caso en particular, son los que siguen:

Los cristalizadores batch agitados si requieren experimentación en planta piloto, para que se conozca la relación solubilidad-temperatura experimental. La principal variable que lo caracteriza es su área de transferencia de calor. La relación máxima de escalamiento basada en esta variable es de 100:1, con un factor de seguridad recomendado de 20%.

Los reactores batch si requieren experimentación en planta piloto, para conocer la velocidad de reacción y el estado de equilibrio, por lo cual es importante el volumen del reactor. Se puede hacer un escalamiento hasta de 100:1, con un factor de seguridad de 20%.

Las bombas centrífugas no requieren experimentación, pero

para su diseño operacional son importantes la presión de descarga, la velocidad de flujo, el suministro de fuerza y el diámetro del impulsor; se recomienda un sobrediseño de 10%.

Los molinos de martillos (en este caso de bolas) requiere experimentación, ya que es necesario analizar la reducción de tamaño en función de la velocidad de flujo y el suministro de fuerza. Su máxima relación de escalamiento deberá ser 60:1, con un factor de seguridad de 20%.

Los filtros rotatorios deben ser estudiados en plantas piloto, para analizar la resistencia o permeabilidad de la torta en función de la velocidad de flujo y del área de filtración. Se puede escalar hasta 100:1 respecto a la velocidad, pero sólo 25:1 respecto al área de filtración. Requieren un sobrediseño del 20%.

Para evaluar la precisión de los datos y su mutua dependencia es necesario examinar las posibles fuentes de error en las ecuaciones de diseño empíricas constituidas básicamente de factores. Estos factores son dimensionales (longitud, superficie o volumen; que llevan implícito el factor tiempo), operacionales (temperatura, presión, concentración, flujo y tiempo de residencia, que generalmente son variables independientes del proceso), fisicoquímicos (constantes obtenidas experimentalmente o por medio de correlaciones empíricas) y numéricos (generalmente factores adimensionales que son necesarios para "balancear" la ecuación propuesta.

## b) Escalamiento económico

Otra parte importante del escalamiento de una planta piloto a una planta industrial es el análisis de requerimientos económicos, a partir del tamaño del equipo o del proceso global elegido.

Para hallar una aproximación se puede suponer que el proceso sigue una ecuación de producción tipo Cobb-Douglas, que expresa la producción de una industria en base a dos insumos, que son la inversión y el trabajo:

$$q = c K^a L^b \quad \dots(5.8)$$

donde:  $q$  = cantidad de producto producido, masa/año  
 $K$  = costo fijo y capital de trabajo, por año tomando en cuenta la depreciación, costo del dinero, mantenimiento y reparación.  
 $L$  = costo de la mano de obra, \$/año.  
 $a, b$  = constantes con valores entre 0 y 1 tales que  $a+b \approx 1$ . Son particulares para cada tipo de empresa.

Si se fijara q, cualquier combinación de  $K$  y  $L$  podría satisfacer la ecuación. Por lo tanto surge la necesidad de optimizar la relación de  $K$  y  $L$ . Esto se logra cuando:

$$\frac{\partial q}{\partial K} = \frac{\partial q}{\partial L}$$

De la ec. 5.8 se obtiene:

$$\frac{\partial q}{\partial K} = c a K^{a-1} L^b \quad \dots(5.9)$$

$$\frac{\partial q}{\partial L} = c b K^a L^{b-1} \quad \dots(5.10)$$

Igualando (5.9) y (5.10), se obtiene:

$$\frac{K}{L} = \frac{a}{b} \quad \dots(5.11)$$

Despejando L de (5.11) y sustituyendo en (5.8) se obtiene:

$$q = c K^a (b K / a)^b$$

Si la producción de la planta industrial es fijada por el mercado (oferta-demanda), entonces se puede obtener el la inversión necesaria para esa capacidad:

$$K = [ (q/c) (a/b)^b ]^{1/a+b} \quad \dots(5.12)$$

De igual forma se puede obtener para el costo de la mano de obra:

$$L = [ (q/c) (b/a)^a ]^{1/a+b} \quad \dots(5.13)$$

Es importante que se usen constantes adecuadas para cada tipo de industria, ya que no todas requieren la misma proporción entre capital invertido y capital de trabajo: algunas industrias requieren mucho equipo, control e instrumentación y poca mano de obra; pero en otras sucede exactamente lo contrario.

Es importante, por lo tanto, un análisis particular del proceso en estudio para no hacer predicciones erróneas y consecuentemente un probable fracaso del proyecto.

## DISCUSIÓN Y CONCLUSIONES

El cementerio industrial de la planta de Cromatos de México fue construido en 1982 para controlar y abatir la contaminación ambiental que provocaban los residuos generados por esa industria desde 1958 hasta 1978.

Sin embargo, por errores en la construcción y mantenimiento, además de un desconocimiento del comportamiento del residuo en la región geográfica en que se encuentra, sigue habiendo contaminación por la lixiviación de los cromatos y afecta principalmente al agua subterránea y suelos aledaños.

Es por esto que urgen medidas que solucionen el problema desde su origen y de una manera permanente.

De acuerdo con el análisis de las alternativas de tratamiento posibles, se llegó a la conclusión que el más recomendable es la reducción, con una posterior precipitación para insolubilizar las sales, proceso llamado "estabilización".

Este proceso que ya se ha estudiado anteriormente, pero en circunstancias diferentes, tiene muchas ventajas. La principal es que es un proceso diseñado para tener cero-descarga; de un material de desecho se obtienen dos productos útiles y comercializables, como son los ladrillos y el sulfato de sodio. Otras ventajas son: alta eficiencia, facilidad en el control y manejo de materias primas y productos, disponibilidad de reactivos, tecnología nacional disponible y un razonable costo.

Es además, la forma idónea en que se debe conjugar la industria con la naturaleza, ya que se obtiene un provecho para la sociedad alterando un mínimo el entorno.

Actualmente el estudio del proceso de estabilización, para este caso particular; ha concluido ya la fase de experimentación en laboratorio y ahora se requiere la experimentación en planta piloto.

La construcción y operación de la planta piloto es de vital importancia, ya que ni en laboratorio, ni por análisis teórico se pueden predecir los resultados reales que se tendrán al tratar este sólido a nivel industrial. Esto se debe básicamente a que la concentración tanto de cromatos como de los demás componentes presentes en todo el confinamiento es variable, debido a las condiciones en que fueron obtenidos y depositados. Además los materiales inertes presentes modifican los fenómenos de transferencia de masa lo que lleva a pensar que la eficiencia de la reacción será diferente a la información de la bibliografía. Se requiere, pues, un estudio del comportamiento cinético de los pasos más importantes (disolución, reacción, precipitación), para definir las condiciones de operación global del proceso.

No se puede hacer un cálculo teórico de las cantidades necesarias de materias primas (sólido residual, ácido AHMSA, cal, agua y hierro), a causa de la alta concentración de sales y otros compuestos disueltos, que provocan un comportamiento no ideal. Por esto los balances de materia se hicieron de acuerdo a los

resultados experimentales de las cantidades usadas.

La estabilización y utilización del producto consta de las siguientes etapas: molienda, disolución, reacción, precipitación, filtración, prensado y/o norneado, cristalización y evaporación.

La molienda es la etapa de acondicionamiento de la materia prima a las condiciones requeridas. Esta etapa es muy importante, ya que el material presenta una gran diversidad de tamaños, que si no se homogeneizara, retardaría el proceso de solubilización (mayor requerimiento de tiempo); al no lograr la disolución total de las sales, la reducción no se completa, disminuyendo la eficiencia del proceso. Por esto es importante que de cada lote se cuantifique previamente la cantidad presente de sales, para añadir la cantidad indispensable de agua.

Esta etapa se realiza en húmedo, que además de prevenir los polvos, adelanta el proceso de dilución y no requiere de una etapa anterior de secado.

La investigación de esta etapa se debe basar en el análisis de los parámetros principales que la afectan : relación sólido-líquido, potencia requerida, tiempo de retención. De estas es importante la primera ya que si la mezcla lograda es un lodo, se presentarían alteraciones en el comportamiento newtoniano de los fluidos, y esto complicaría el análisis. Las otras dos influyen sobre todo en el tiempo y energía consumida (aumentan costos de operación).

El paso siguiente es la solubilización (que ya se había

iniciado con la molienda). Esta se verá afectada por el tamaño de partícula, concentración inicial de sales del material, rapidez de agitación, cantidad de agua de disolución agregada, tiempo de solubilización.

Los dos primeros no se pueden modificar (en este paso); las otras dos se deberán optimizar para establecer las condiciones de operación para la planta industrial: a menor cantidad de agua agregada habrá menos gastos de operación, pero el tiempo de operación aumenta, con la consecuente disminución en la producción. A mayor rapidez de agitación aumentará la eficiencia de reacción y disminuirá el tiempo requerido.

La reacción química es el paso principal en todo proceso de transformación. Su eficiencia depende de la cinética de reacción y del estado de equilibrio, así como del tiempo de retención (procesos continuos).

Para asegurar la completa reducción del cromo es necesario siempre hacer un análisis previo para cuantificar la cantidad de cromo hexavalente presente. Este análisis deberá hacerse para la dilución sin filtrar de una muestra de residuo para que el cromo adsorbido en la superficie del material también reaccione.

En este caso la reducción del cromato ( que requiere un pH entre 2 y 3) se logra añadiendo hierro metálico, más una cantidad de  $Fe^{2+}$  despreciable que añade la dilución de ácido AHMSA (que en su defecto se puede sustituir por ácido sulfúrico comercial). Se prevee que la cinética será función del área superficial de hierro

expuesta, con la desventaja de que para lograr una gran área, la masa de hierro en el reactor debe aumentar mucho respecto a la cantidad teórica requerida (mayor volumen). Además el hecho de que el hierro se encuentre en fase sólida, con alta influencia en los fenómenos de transferencia de masa, provoca una disminución en la eficiencia teórica.

Se deberá limpiar a la chatarra de hierro, antes de usarla para evitar desperdicio de área por acumulación de óxido. Sin embargo, una gran ventaja es que la cantidad de hierro requerida es baja, en comparación con el  $Fe^{2+}$ , y esto es un beneficio para la calidad de los ladrillos; también es más fácil el manejo del hierro sólido, ya que solamente reacciona la cantidad necesaria, aunque haya un exceso presente.

En caso de concluir, que por una gran ineficiencia de reducción (situación poco probable), no es recomendable el uso del hierro metálico, se puede también estudiar la reacción con  $Fe^{2+}$ , sal que viene disuelta en el residuo de AHMSA. Pero, para añadir la cantidad de hierro necesaria, se agregará un exceso de ácido (pH entre 0 y 1), con las consecuentes repercusiones por corrosión en el equipo; además de que la masa de  $Fe^{2+}$  es tres mayor que la requerida por  $Fe^0$ .

Otro inconveniente es que el volumen teórico requerido es mayor por el volumen que adiciona la disolución de ácido (hasta 0.5 litro por kilogramo de sólido residual tratado), que además es un desecho de concentración de ácido y de sulfato de hierro

variable, que requiere un análisis previo. Además un exceso de sulfato de hierro agregado no se separa, y queda en los ladrillos. Sin embargo, la rapidez de reacción (en este caso función de la concentración de hierro), es mayor porque el hierro está disuelto homogéneamente en todo el recipiente.

Se debe tener en cuenta también factores como la rapidez de agitación y fuerza iónica.

El paso posterior a la reacción química es la precipitación, importante ya que aún las soluciones de cromo III son tóxicas y no se pueden desechar sin control; además con la precipitación con cal (hasta un pH = 8.5) se obtiene un producto sólido con las características adecuadas para la fabricación de ladrillos y un líquido que contiene solamente sulfato de sodio (que es perjudicial para la calidad de los ladrillos).

Es importante estudiar el tiempo requerido para que la total precipitación se lleve a cabo, para evitar lo máximo posible restos de cromo en el líquido.

Es necesario rectificar la cantidad de cal necesaria, ya que no se tienen suficientes datos experimentales. Durante toda la precipitación se requiere agitación continua. Es importante que se estudien las propiedades fisicoquímicas (densidad y viscosidad) en esta y todas las etapas, por la repercusión enorme que tienen en los cálculos del equipo.

Los dos productos obtenidos deben separarse por medio de un filtro, que en este caso es rotatorio. La torta obtenida debe ser

sometida a un lavado para eliminar el sulfato de sodio disuelto que pudiera permanecer en la torta. La cantidad de agua de lavado depende del diseño del equipo y de su operación, que deberá ajustarse hasta obtener el resultado deseado. Queda implícito que la torta tendrá una humedad, que aunque ya no afecta, será eliminada durante la fabricación de ladrillos. El sólido obtenido dependerá en sus características, de las características iniciales del sólido y de la concentración de compuestos iniciales.

El sólido todavía debe ser estudiado, en cuanto a las posibilidades de fabricación de ladrillos de diferentes calidades y además su aceptación en el mercado. Se deberá hacer un estudio económico en el que las mayores ganancias debidas a una mejor calidad del ladrillo se contraponen a los mayores costos de operación necesarios para fabricarlos.

Debe tomarse en cuenta que el sólido tiene compuestos de cromo: con los ladrillos prensados es probable su lixiviación del cromo presente; sin embargo al prensar y además hornear a por lo menos 1100C se favorece la transformación del cromo a diversas espinelas de cromo, que son prácticamente inertes, estables e inócuas. Por esto, la decisión del tipo de ladrillos a fabricar también será función de los resultados que se obtengan durante la estabilización. Se propone una mezcla de todos los tipos de sólido presentes para lograr una buena calidad posterior.

El paso de obtención de sulfato de sodio tiene dos finalidades: en primer lugar, obtener beneficios por venta de este

producto; y en segundo lugar, no arrojar al medio ambiente un efluente que sobrepasa las normas de concentración límite establecidas.

Por los resultados que se obtengan en la planta piloto será posible analizar: cuál es la calidad de la sal obtenida (posible contaminación por cromo), en que forma se obtiene la sal (a granel, torta o calidades inferiores), cuál es el mercado probable para el producto (no deberá estar relacionado con el área de alimentos o salud). De esto dependerá el diseño de esta etapa de la planta industrial.

Se proponen dos equipos: un cristizador del que se obtiene sal a granel (proveniente del tratamiento de lotes con alta concentración de sales) y un evaporador solar, cuyo objetivo es recuperar la sal que no se pudo cristalizar en el paso anterior (proveniente del tratamiento de lotes de baja concentración de sal o del agua madre de cristalización); de este equipo se obtendrá sal de baja calidad y más impura. El agua es evaporada hacia la atmósfera, por la acción de la energía solar.

Para alimentar el evaporador solar se usa una bomba centrífuga, que puede ser sustituida si a la tubería de alimentación del evaporador se le da una inclinación para favorecer el escurrimiento, con la desventaja de una posible cristalización de la sal en la tubería, su obstrucción y un mayor requerimiento de mantenimiento.

El diseño de algunos equipos se conservó igual a los

propuestos previamente, variando en algunos únicamente la dimensión. En el caso del evaporador solar, la estimación se basó en los datos bibliográficos reportados, aunque su costo debe ser mucho menor.

No se hizo ningún diseño para el horno ya que estos equipos se encuentran disponibles en el mercado, y además por ser una parte indefinida y probablemente sustituida, si las condiciones operativas lo permiten, por fabricación de tabicón.

Todavía es posible en esta etapa del proyecto, cambiar el tipo de equipo, incluirlo o excluirlo definitivamente, teniendo el cuidado de hacer el cambio pertinente en el costo de la inversión.

Los equipos se escogieron por su disponibilidad en el mercado, facilidad de construcción y adquisición, sencillez en la operación y posibilidad de usarse en otras circunstancias.

Por tratar sustancias diferentes en el mismo equipo (reactor), se sugiere el uso de acero inoxidable con aleación de cromo y níquel, para prevenir el desgaste del equipo en las condiciones de operación tan severas. De hecho, para soluciones alcalinas o que contengan cromatos no se requiere acero inoxidable; sin embargo para las soluciones ácidas o con sulfatos se recomienda acero inoxidable con cromo y níquel.

Es muy importante antes de operar la planta piloto tener definido de antemano la mejor secuencia experimental a seguir para lo cual se debe hacer uso del análisis estadístico llamado "diseño de experimento", con el cual se podrán encontrar el mayor número

de variables independientes con el menor número de experimentos representativos para el proceso. Para esto es indispensable el análisis dimensional y el principio de similaridad.

El análisis dimensional es la técnica de expresar el comportamiento físico de un sistema en términos del menor número de variables independientes y de una forma que no le afectan los cambios de magnitud en las unidades de medida. Las cantidades físicas se disponen en grupos adimensionales. El análisis dimensional puede conducir a errores, a menos de que se tome en cuenta toda variable que influya significativamente al sistema.

Las relaciones entre sistemas físicos de diferentes tamaños le concierne al principio de similaridad, fundamento del principio de escalamiento de los procesos químicos y físicos.

Entre estos dos existe una diferencia: el principio de similaridad es un principio general de la naturaleza; el análisis dimensional es simplemente una técnica por la cual el principio puede ser aplicado a casos específicos.

Esta etapa de análisis es de vital importancia para el buen término del proyecto y debe hacerse por especialistas en el área.

Se hizo un análisis de la inversión necesaria para comprar el equipo que se requiere para realizar el proceso completo, junto con los costos de construcción y mano de obra, fletes del equipo, ingeniería y administración del proyecto, dando un total de \$ 260,775,000 pesos (inversión fija).

Se pronosticó cual es el requerimiento mensual, en pesos, de

materias primas, servicios auxiliares, mano de obra e inventario de producto, que constituyen el capital de trabajo. Este capital es el necesario para tener los suministros necesarios para el arranque de la planta y es de \$ 8,258,567 pesos. Cabe señalar que el mayor porcentaje de este gasto está destinado a pagar los sueldos del personal de la planta.

La inversión total, suma de las dos anteriores, es de \$ 269,033,567 pesos.

Se prevee un tiempo máximo de experimentación requerida de un año (factor que se definirá al diseñar el experimento), durante el cual se tendrá gastos de operación. Estos son básicamente el costo de las materias primas y servicios requeridos, gastos operacionales (mano de obra directa, mantenimiento, suministros operacionales) y administración (mano de obra indirecta, depreciación, imprevistos y seguros). Estos gastos mensuales de operación son \$ 14,897,200 pesos.

Para poder comparar y sumar la inversión total (\$) con los costos de operación mensuales (\$/mes) se debe convertir el costo total en un costo total mensual, por medio de un factor llamado "costo del dinero", con el cual además, se predice la disminución del valor del dinero respecto al tiempo.

El costo total mensual, a las condiciones actuales, y tomando en cuenta la depreciación, es \$ 42,558,693 pesos por mes (11 meses).

Estos valores no sirven para extrapolar el costo de la planta

industrial ya que para esto se requiere el diseño del proyecto industrial definitivo, basado en el análisis de comportamiento experimental.

No se debe perder de vista el objetivo fundamental del proyecto: terminar con la fuente de contaminación que ha afectado y sigue afectando a personas e industrias. Al terminar con esta enorme fuente de contaminación (con el proceso industrial), los beneficios se podrán apreciar a corto plazo.

Los principales problemas que se presentaron en personas directamente relacionadas con el proceso (trabajadores de la planta) fueron perforación del tabique nasal, conjuntivitis crónica, además de enfermedades respiratorias relacionadas con la exposición al cromo. Las dos últimas desaparecen cuando la fuente de contaminación termina; pero la perforación del tabique es permanente y a los afectados se les debe dar una pensión parcial permanente. La conjuntivitis tiene una reincidencia promediocada tres meses y dura aproximadamente 4 días, lo que implica gastos por incapacidad.

Tomando en cuenta además a las 68 personas con perforación del tabique nasal y a las 36 con conjuntivitis crónica, se han perdido hasta la actualidad más de \$ 1,300 millones de pesos (actuales). No se tomó en cuenta las enfermedades respiratorias en personas de la población cercana por no tener datos disponibles sobre estadísticas de morbilidad y costos.

La contaminación del agua es otro problema importante, ya que

se estima que se extrae actualmente de pozos de la región 183 l/s de agua contaminada con una concentración promedio de cromato de 1.23 ppm, casi 25 veces superior al límite máximo permisible.

Si la demanda de agua de toda la región de Tuititlán (hasta 1987) fue 640.19 l/s, el agua contaminada corresponde a casi el 30% del total requerido. Además el déficit de agua en esa región es de 415.44 l/s (65% del total requerido); si se dejara de contaminar agua, el déficit sería de 232.44 l/s (36% del total): una disminución en el déficit del 44%.

El cromo total hexavalente confinado en el cementerio (cerca de 272 toneladas) tiene un potencial suficiente para contaminar hasta la concentración permisible de 0.05 ppm, la inimaginable cantidad de  $5.4 \times 10^6$  m<sup>3</sup> de agua, agua suficiente para abastecer de agua a la región de Tuititlán por 13 años, tomando en cuenta un aumento exponencial en el consumo de agua.

La planta piloto no resolverá estos problemas de contaminación pero su efecto favorecerá su pronta y adecuada solución.

Esta serie de estudios deben concretizar en la construcción, operación y análisis de la planta piloto propuesta, para iniciar lo antes posible el proyecto industrial, para resolver el problema descrito.

Se espera que las autoridades correspondientes utilicen esta información, uniéndose a los esfuerzos realizados por la Universidad, para que, reuniendo el conocimiento con los recursos

financieros, se logren beneficios para ambas partes y para la sociedad.

Además, este problema debe ser conocido, para concientizar a toda persona relacionada con la industria, de los problemas tan graves, y a veces irreversibles, que provoca la falta de conocimiento serio y bien fundamentado de los procesos; junto con un afán incontrolable de riqueza, que hace olvidar que la mayor riqueza la constituyen las personas y la naturaleza.

## BIBLIOGRAFIA

- [ 1 ] Badger, W.L; Banchemo, J.T.- "Introducción a la Ingeniería Química".- Ediciones del Castillo, S.A.-España (1974).
- [ 2 ] Banco de México.- "Indicadores Económicos".- México (1991).
- [ 3 ] Bazúa, E.- "Proyecto Ejecutivo para la Estabilización de los Residuos de Cromatos de México en Tuititlán, Edo. de México".- Facultad de Química (1988).
- [ 4 ] Bejar, M. D.- "Alternativas de solución al problema de contaminación por licores de decapado".- Trabajo monográfico de actualización.- UNAM (1990).
- [ 5 ] Brown, G.- "Unit Operations".- 7a. impresión.- John Wiley & Sons.- USA (1960).
- [ 6 ] Cassidy, J. D. ; Steinbrecher, L.- "Chrome removal waste treatment process" .- US Patent 4,260,491 (1981).
- [ 7 ] Chemical Marketing Reporter.- Vol 237, No.1 (1990).- p.39-40.
- [ 8 ] Clark, R.L.- "Pilot plants in process technology".- Che. Eng.- Vol. 65, No. 8 (1958).- P.155-160.
- [ 9 ] Crane.- "Flow of Fluids through Valves, Fittings and Pipe".- USA (1957).
- [10] Daniels, F.- "Direct use of the Sun's Energy".- Yale University Press.- Inglaterra (1964).
- [11] Data Book and Buyers Guide (Refractories).- Cer. Ind.- Vol.131, No.4 (1988).- p.196-197.
- [12] DDV.- "Declaración del Pago de los derechos por el suministro, uso y aprovechamiento del agua para uso doméstico" (1991).
- [13] DeGarmo, E.P; Canada, J.H.- "Engineering Economy".- 5a. ed.- McMillan Pu.- USA (1973).
- [14] Degremont.- "Manual Técnico del Agua".- 4a.ed.- México (1979).
- [15] Ducoing, A; Trejo, B.- "Análisis Estadístico de un estudio de Contaminación".- Instituto de Investigaciones en Matemáticas Aplicadas y en Sistemas.- UNAM (1987).
- [16] Economic Indicators.- Che. Eng.- Vol 86, No 1-4 (1979).- p.197.
- [17] El Financiero.- AÑO X, No.2372.- Martes 20 de enero de 1991.

- [18] EPA.- "Recovery of spent sulfuric acid from steel pickling operations".- United States Environmental Protection Agency. Environmental Research, Information Center. 625/2-78-01/ (1974).
- [19] Flaschka, H. A; Barnard, A. J; Sturrock, P. E.- "Química Analítica Cuantitativa Vol.1.-8a. imp. CECSA.- México (1982).
- [20] Gancy, A.B; Wasser, C.A.- "Suppression of water pollution caused by solid wastes containing chromium compounds".- US Patent 3,981,965 (1976).
- [21] Giral, J; Barrés, F; Ramírez, A.- "Ingeniería de Procesos.Manual para el diseño de procesos químicos apropiados para países en desarrollo".- UNAM.- México (1977).
- [22] González, M.L.- "Estudio del residuo estabilizado de Cromatos de México, S.A. para su posible uso en la fabricación de ladrillos".- Tesis.- UNAM (1990).
- [23] Gould, J.P.- "The kinetics of hexavalent chromium reduction by metallic iron".- Water Res.- Vol. 16 (1982).- p.871-877
- [24] ILO.- "Encyclopaedia of Occupational Health and Safety".- Vol.1.- International Labour Office.- Suiza (1983).
- [25] INEGI.- "Tuititlán".- Cuaderno de Información básica para la planeación municipal.- Instituto Nacional de Estadística, Geografía e Informática.- México (1990).
- [26] Johnstone, R.E; Thring, M.W.- "Pilot plants, models, and scale-up methods in chemical engineering".- Mc.Graw Hill.- USA (1957).
- [27] Kern, D.G.- "Procesos de transferencia de calor".- 17a. imp.- Cia. Editorial Continental, SA de CV.- México (1984).
- [28] Kirk-Othmer.- "Encyclopedia of Chemical Technology".- Vol 6.- 3a. ed.- John Wiley & Sons.- USA (1978).-p.101.
- [29] Kobe, K.A.- "Inorganic Process Industries".- MacMillan Co.- EUA (1948).
- [30] Lowenstein, J.G.- "The pilot plant".- Chem. Eng.- Vol.92, No. 25 (1985).- p.62-76.
- [31] Miyasako, E.K.- "Solución al problema de contaminación causado por los desechos confinados de una planta productora de cromatos".- Tesis de maestría.- UNAM (1989).
- [32] Naciones Unidas.- "Pautas para la evaluación de proyectos".- Organización de las Naciones Unidas para el desarrollo industrial.- 4a. imp.- Austria (1982).

- [33] Patterson, J. W. - "Industrial wastewater treatment technology".- 2a.ed.- Butterworth Publishers.- USA (1985).
- [34] Pérez, R.S.- "Anteproyecto para la instalación de una planta elaboradora de tabique rojo para la construcción".- [tesis.- UNAM (1982)].
- [35] Perry, R.- "Chemical Engineers' Handbook".- 6a. ed.- Mc.Graw Hill (1988).
- [36] Hodler, J.- "Análisis de las aguas (aguas naturales, aguas residuales, agua de mar)".- Ed. Omega.-España (1981).
- [37] Sittig, M.- "How to remove pollutants and toxic materials from air and water. A practical guide".- Noyes Data Corporation.-USA (1977).
- [38] Sittig, M.- "Resource recovery and recycling handbook of industrial wastes".- Noyes Data Corporation.- USA (1975).
- [39] Smith, J.M; Van Ness, H.C.- "Introducción a la termodinámica en ingeniería química".- 3a. ed.- Mc.Graw Hill.- México (1986).
- [40] Spiegler, K.S.- "Salt water purification".- Plenum Press.- EUA (1962).
- [41] SSA.- "Legislación Ambiental de México".- Secretaría de Salubridad y Asistencia. Subsecretaría del Mejoramiento del Ambiente.- México (1977).
- [42] Stephen, H; Stephen, T.- "Solubilities of inorganic and organic compounds".- Vol 1. Part 1.- McMillan Co. EUA (1963).
- [43] STPS.- "Dermatitis y perforación del tabique nasal por la acción de cromatos y bicromatos".- Cond. de Lab.- Vol XVI No 2 (1990).- p.19-23.
- [44] Thuesen, H.G; Fabricky, W.J; Thuesen, G.J.- "Ingeniería económica".- 5a. ed.- Prentice Hall International.- España (1977).
- [45] UNAM.- "Alternativas de solución para el tratamiento y disposición de los efluentes y residuos sólidos de la planta de Altos Hornos de México, División sur".- Segunda Parte.- (1990).
- [46] UNAM.- "Estabilización y fabricación de ladrillos, una alternativa de solución para residuos sólidos peligrosos ricos en cromo hexavalente".-México (1990).
- [47] UNAM.- "Estudio de monitoreo y evaluación del cementerio industrial de Cromatos de México, S.A., en Tuititlán, Edo. de México".- 1a. etapa (1985).

- [48] Wei, S; Russell, T.U; Swartzlander.- "The structure of the chemical processing industries".- McGraw Hill.- USA (1979).
- [49] WEFA.- "Servicios Macroeconómicos de CINEX ".- México (1991).

Tabla 2.1 PROMEDIOS DE LOS RESULTADOS GENERALES DE LOS ANALISIS REALIZADOS  
EN LAS MUESTRAS DEL GEMENTERIO

NO.	POZO	PROP. (ml)	CO <sub>2</sub>	ph (CaCl <sub>2</sub> ) 1:5	CONDUCT. -1 -1 m <sup>2</sup> cm 1:5	Na <sup>+</sup> soluble %	K <sup>+</sup> soluble (ppm)	Ca <sup>2+</sup> (ppm) soluble	Mg <sup>2+</sup> (ppm) soluble	Cr H <sub>2</sub> O (ppm)	Cr acet (ppm)	Cr TOTAL (ppm)	Ca TOTAL %	Mg TOTAL %	Al TOTAL %	Fe TOTAL %	Mn TOTAL (ppm)	SI TOTAL (ppm)
1	I	0.4	no	8.65	73.0	17.10	25.3	97	14.3	5000	6000	6700	0.01	0.01	2.70	0.05	n.d.	n.d.
2	I	0.6	no	7.54	95.1	24.20	83.6	300	24	5900	-	6000	0.03	0.03	0.75	0.20	33	n.d.
3	I	1.0	no	8.34	84.8	19.30	187.0	340	182	2600	2600	3900	0.09	0.14	3.68	0.72	126	n.d.
4	II	1.8	no	8.75	59.1	13.20	204.0	250	14.9	8900	18,000	-	0.06	0.07	11.82	0.27	69	n.d.
5	II	2.0	no	8.23	79.1	19.20	29.7	130	18.9	7900	7800	9400	0.02	0.01	0.47	0.02	n.d.	n.d.
6	III	0.5	no	8.98	89.0	25.90	71.0	286	27.0	5700	4740	7000	0.10	0.02	0.47	0.10	n.d.	n.d.
7	III	1.0	no	7.75	130.8	27.50	82	190	30.0	10,180	14,300	-	0.04	0.01	0.46	0.04	n.d.	n.d.
8	IV	0.2	si	9.28	42.0	7.32	286	360	84	3640	2400	16400	6.6	2.67	4.4	6.28	642	270
9	V	0.2	si	8.64	1.5	0.07	74.3	1870	7.4	825	810	14200	7.82	3.42	13.40	5.23	672	268
10	V	0.5	si	9.17	2.1	0.22	45.1	790	1.94	825	700	11000	10.40	3.14	25.90	6.23	644	340
11	V	1.0	si	9.18	2.9	0.27	28.1	1540	2.31	940	920	13700	8.11	2.76	16.35	5.70	560	350
12	V	1.5	si	9.27	2.4	0.26	30.8	1500	3.15	1050	730	16200	11.04	3.76	13.50	9.16	970	460
13	VI	1.0	si	8.49	30.8	5.34	380	1140	12.1	15200	21800	16750	2.40	0.8	10.89	2.53	298	n.d.
14	VII	0.3	si	8.96	1.4	0.27	64.4	1670	9.82	1760	1750	25400	11.24	4.31	6.09	9.7	1210	570
15	VIII	1.0	si	8.06	1.0	0.24	253	2200	88	680	650	3900	0.6	0.87	7.18	3.34	602	n.d.
16	pal.	sup.	si	-	-	-	-	10300	6.2	1900	-	27200	7.03	4.28	4.93	30.24	1100	1070
17	sup.	0.8	si	7.90	0.2	0.10	95.2	130	47	n.d.	-	80.0	0.20	0.06	-	2.29	478	n.d.

**Tabla 2.2 Promedios de los resultados de caracterización de los efluentes ácidos de AHMSA (4S)**

	Promedio	Desviación Estándar
<b>pH</b>		
directo	0.29	0.069
dilución 1/100	2.14	0.055
dilución 1/1000	2.99	0.033
densidad (g/ml)	1.174	0.01
<b>H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub></b>		
%p/v	5.7	0.82
%p/p	4.9	0.69
%v/v	3.1	0.45
eq/l	1.162	0.17
mol/l	0.581	0.08
<b>FeSO<sub>4</sub></b>		
%p/v	14.95	1.08
%p/p	12.73	0.87
<b>Fe total</b>		
%p/v	5.5	0.4
%p/p	4.7	0.3

**Tabla 2.3 TRATAMIENTO BATCH DE RESIDUOS DE DICROMATO DE SODIO  
CON LICORÉS ACIDOS Y CLORURO FÉRROSO [33]**

pH	Relación molar Fe(II)/Cr(VI)	Cromatos(mg/l)	
		inicial	Final
2.8	11.6	1475	53.5
2.8	12.1	1418	59.0
3.2	25.5	590	50.0
3.0	26.9	560	0.004
2.8	27.4	550	0.004
3.0	42.0	590	0.004
2.9	46.7	530	0.005
3.0	48.5	510	0.004
3.4	49.8	560	0.04
2.6	51.7	480	7.55
2.9	61.9	1390	0.04
3.0	61.9	1390	0.04
2.8	65.1	1453	0.011
2.8	65.3	530	0.5
3.2	66.8	1415	0.007
2.8	71.6	1440	0.04

**Tabla 2.4 COMPARACION DE LOS REACTIVOS Y PRODUCTOS PARA LOS DIFERENTES PROCESOS DE REDUCCION (lb de reactivos o de lodo producido/100 lb de ácido crómico reducido) (JJ)**

	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (9%)	NaHSO <sub>4</sub>	Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	NaHSO <sub>3</sub>	SO <sub>2</sub>	FeSO <sub>4</sub> ·7H <sub>2</sub> O
<b>AGENTE</b>						
<b>REDUCTOR:</b>	147	156	189	261	97	834
<b>ACIDO</b>						
(H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 66Be):	80	80	160	-	-	316
<b>BASE:</b>						
Ca(OH) <sub>2</sub>	111	111	111	-	111	444
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	159	159	159	-	159	631
NaOH	120	120	120	120	120	480
<b>LODO PRO- DUCIDO CON:</b>						
Ca(OH) <sub>2</sub>	307	307	307	-	307	1346
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	103	103	103	-	103	423
NaOH	103	103	103	103	103	423

Tabla 2.5 DESEMPEÑO DE RESINAS DE INTERCAMBIO IÓNICO PARA LA REMOCIÓN DE CROMO HEXAVALENTE [33]			
Fuente del Desecho	Cromo(mg/l) Influyente	Cromo(mg/l) Efluyente	Capacidad de la Resina (lb Cr/cft res)
Desecho de Torres de Enfriamiento	17.9	1.8	5-6
	-	0.1	-
	10.0	1.0	2.5-4.5
	7.4-10.3	1.0	-
	9.0	0.2	2.5
Agua de aclarado de recubrimiento metálico	44.8	0.025	1.7-2.0
	41.6	0.01	5.2-6.3
Manufactura de pigmentos	1210	<0.5	-

Tabla 3.1 promedio(x) y desviación estándar (s) de los resultados de las concentraciones de cromo en el cementerio				
	Región alta		Región baja	
	x	s	x	s
pH	8.32	0.557	8.880	0.419
conductividad	81.61	24.550	2.017	0.521
Cr HFO	6167.50	2310.710	1012.500	351.790
Cr acet	6588.57	3944.230	926.660	378.180
Cr total	8316.67	4157.890	13750.000	6922.850
(conductividad [=]mmhos/cm; concentración[=]ppm)				
x = promedio; s = desviación estándar				

**Tabla 3.2. Maximos valores de concentraciones de cromo posibles de obtener en el cementerio**

	Región alta		Región baja	
	95%	99%	95%	99%
pH	9.83	10.50	9.93	10.43
conductividad	142.99	172.44	3.32	3.94
Cr H <sub>2</sub> O	11944.30	14717.13	1891.98	2314.12
Cr acet	10449.15	21182.20	1872.11	2325.93
Cr total	18711.39	23700.86	30415.36	38209.01

(conductividad (=)  $\mu$ anos/cm; concentración (=) ppm)

Se sabe que si se suma y se resta 2.0 veces la desviación estándar al promedio, se obtiene un intervalo de valores que indica un 95% de probabilidad de que cualquier muestra se encuentre en dicho intervalo. Si se hace con 2.7 veces la desviación estándar, se obtiene un intervalo de 99% de probabilidad.

**Tabla 3.3 Valores promedio de las densidades de espague del solido residual en g/ml [ 3 ]**

Región	Densidad de Espague	
	Promedio	Desviación Estándar
Región Alta	0.725	0.025
Región Baja	0.905	0.075

Tabla 3.4 resultados obtenidos para la neutralización y precipitación con cal [22,31]

	masa de sólido (g)	masa de agua (ml)	ácido AHMSA (ml)	pH <sub>1</sub>	masa cal (g)	pH <sub>2</sub>
<b>REGION ALTA</b>						
1	200	400	47.00	5.2	12.0	8.5
2	200	400	64.00	5.3	21.0	8.5
3	250	1000	106.95	3.0	34.5	8.5
4	250	1000	176.00	3.0	33.0	8.5
<b>REGION BAJA</b>						
5	200	400	32	5.7	8.8	8.7
6	200	400	38	5.0	12.0	9.0
7	200	400	37	5.6	12.0	9.0

Tabla 3.5 Resultados de la rapidez de sedimentación, midiendo altura de interfase como función del tiempo [31]

1		2		3		4	
t(min)	h(cm)	t(min)	h(cm)	t(min)	h(cm)	t(min)	h(cm)
0.5	42	0	42.6	0	36.5	0	40
17.4	40	3.8	42.0	3.70	34.0	10.0	38
28.7	38	15.2	40.0	29.1	28.0	20.0	36
40.6	36	28.5	38.0	35.8	26.0	30.2	34
52.0	34	44.2	36.0	43.7	24.0	40.0	32
63.4	32	60.0	34.0	51.2	22.0	59.5	30
74.5	30	74.3	32.0	58.7	20.0	59.5	28
85.2	28	90.7	30.0	66.2	18.0	69.5	26
95.4	26	102.7	28.0	78.6	16.0	78.5	24
105.2	24	112.2	26.0	318.0	13.5	88.0	22
115.5	22	123.4	24.0			328.0	20
125.6	20	150.0	22.8				
355.0	17	390.0	22.0				

Tabla 3.6 Diversos valores calculados de pH con las ecuaciones A, B Y C

	CONCENTRACION (mol/l)		
Concentracion (mol/l)	1.162	0.01162	0.001162
pH real	0.290	2.140	2.990
Ecuación A			
pH calc.	0.228	2.045	2.955
%error	21.380	4.440	1.170
Ecuación B			
pH calc.	0.236	2.236	3.236
%error	18.690	-4.490	-8.227
Ecuación C			
pH calc.	-0.065	1.935	2.935
%error	122.410	9.590	1.849

Tabla 3.7 Solubilidad del  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  en agua a diferente temperaturas

t(°C)	% peso	t(°C)	% peso
0	4.76	32.75	33.60
10.0	8.3	33.00	33.60
20.0	16.3	35.00	33.40
25.0	21.9	40.00	32.80
27.5	25.6	50.00	31.80
30.0	29.0	60.00	31.20
31.0	30.6	70.00	30.49
32.0	32.3		

Tabla 3.8. Reactivos necesarios para tratar 1 Kg de sólido con concentración de cromatos promedio (ppm)				
(Cr) ppm	Agua (l)	Ácido ANMSA (ml)	CaO(g)	Fe(g)
Región alta 6588.6	3.3	42.43	4.7	17.64
Región baja 926.7	2.0	25.72	5.55	2.12

Tabla 3.0 Volumen necesario para tratar un kilogramo de sólido con la concentración promedio<sup>1</sup>

REGION ALTA		
	densidad(g/ml)	volumen(l)
Agua	1	3.3
Ácido AHMSA	1.174	0.04243
CaO	2.2	0.00220
Fe	7.86	0.00224
Sólido	0.725	1.379
Volumen total/masa sólido(1/kg) = 4.7258		
REGION BAJA		
	densidad(g/ml)	volumen(l)
Agua	1	2.0
Ácido AHMSA	1.174	0.02572
CaO	2.2	0.00253
Fe	7.86	0.00027
Sólido	0.905	1.105
Volumen total/masa sólido(1/kg) = 3.1335		

<sup>1</sup> Para calcular el volumen del sólido se dispone únicamente del valor de la densidad de empaque, esto es, el volumen tanto de sólido, poros y espacios entre cada gránulo. Esto conlleva a un error, ya que el volumen ocupado por las partículas individuales del sólido es menor que el calculado. Prácticamente, la única consecuencia de esto, es que en cada lote, el reactor ocupará un volumen final menor que el calculado.

**Tabla 4.1 Materiales de construcción de equipo en función del reactivo que alojara [35]**

Material de Construcción	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 5% corrosión (in/año)	FeSO <sub>4</sub> , 5% corrosión (in/año)
Aluminio	- de 0.002	- de 0.005
Cobre	+ de 0.05	- de 0.02
Alloy 20	- de 0.002	- de 0.002
Vidrio	- de 0.002	- de 0.005
Hierro forjado	+ de 0.05	+ de 0.05
acero inoxidable	+ de 0.05	- de 0.02

**Tabla 4.2 Resistencia de diferentes materiales de construcción para equipo industrial [35]**

(6=excelente;5= muy bueno;4=bueno;3=regular;2=restringido;1=malo)

Material	Solución Acida	Solución sulfatos	Solución alcalina	Solución cromatos	agua
hierro forjado	1	3	4	4	4
hierro dúctil	1	3	4	4	4
Ni-Resist	4	5	5	5	5
acero inox, ferrit.	2	4	4	6	4
acero inox, austen. (18 Cr, 8Ni)	3	4	5	6	6
acero inox, austen. (18 Cr, 12 Ni)	4	5	5	6	6
acero inox, austen. (20 Cr, 29 Ni, 2.5Mo)	5	6	5	6	6
Incoloy (55Ni, 1/ Mo, 16 Cr)	6	6	5	6	6

Tabla 3.1. Cotizaciones de Equipos y Materiales

EQUIPO	PROVEEDOR	AÑO	CAPACIDAD	COSTO + IVA
Molino de Bolas	1	1988	200 kg	14,145,000
Tanque Reactor	2	1988	525 l	6,210,000
Agitador	2	1988	420 rpm	4,485,000
Filtro Rotatorio	2	1988	500 l/h	85,617,500
Cristalizador	3	1990	500 l	10,000,000
Tanque agua (tinaco)	6	1990	1100 l	495,229
Bomba centrífuga	4	1990	1/4 hp	2,866,426
Tubería (\$/M)	4	1990	1/2 in	23,425
			1 in	56,028
			1 1/2 in	78,658
			2 in	94,990
Codo 90	4	1990	1/2 in	63,365
			1 in	63,365
			1 1/2 in	63,365
			2 in	78,373
Válvula Check	5	1990	1/2 in	29,359
			1 in	56,471
Válvula Globo	5	1990	1 1/2 in	130,531
			2 in	196,523
Válvula de Compuerta	5	1990	1/2 in	21,424
			1 in	36,501
Labición (\$/millar)	6	1990		301,250
Chatarra Hierro (\$/kg)	6	1990		250
Ác. sulfúrico (\$US/s.ton)	7	1990		25
Cal (\$US/s.ton)	7	1990		32
Electricidad (\$US/kWh)	8	1976		0.02
Agua Proceso (\$US/100gal)	8	1976		0.30
Sulfato de sodio (\$US/s.ton)	7	1990	(torta)	62
			(a granel)	95

1: Construcción, Maquinaria y Equipo, SA; 2: Stockdale Mexicana, SA de  
 CV; 3: ARNE Ingeniería SA; 4: Bombas y Control de Fluido, SA;  
 5: Kocoo; 6: promedio de varias casas de construcción; 7: Chemical  
 Marketing Reporter (W) (S).

Tabla 5.2 Resultados de los censos de fultitlán desde 1960 (25)

AÑO	HABITANTES
1960	15,479
1970	52,317
1980	136,829

Tabla 5.3. Diferentes Costos de Tratamiento de Agua Contaminada por cromo (33)

PROCESO	AÑO	COSTOS DE OPERACIÓN
SO <sub>2</sub>	1973	0.69/1000 gal
RAMBISO	1970	0.6/lb Cr tratada
Intercambio iónico	1964	0.51/lb cromato
Recuperación evap.	1968	10/1000 gal

Tabla 5.4 Pozos en Tultitlán contaminados por cromatos (47)

PROPIETARIO	POZO	CONCENTRACION (ppm)	GASTO (l/s)
CFE	1	0.95	55
	2	1.97	52
	5	0.57	66
GYO	2	3.3	nd
	3	0.26	nd

nd = dato no disponible

**LOCALIZACION DEL CONFINAMIENTO Y  
DEL AREA AFECTADA**  
Figura 2.1 (b)

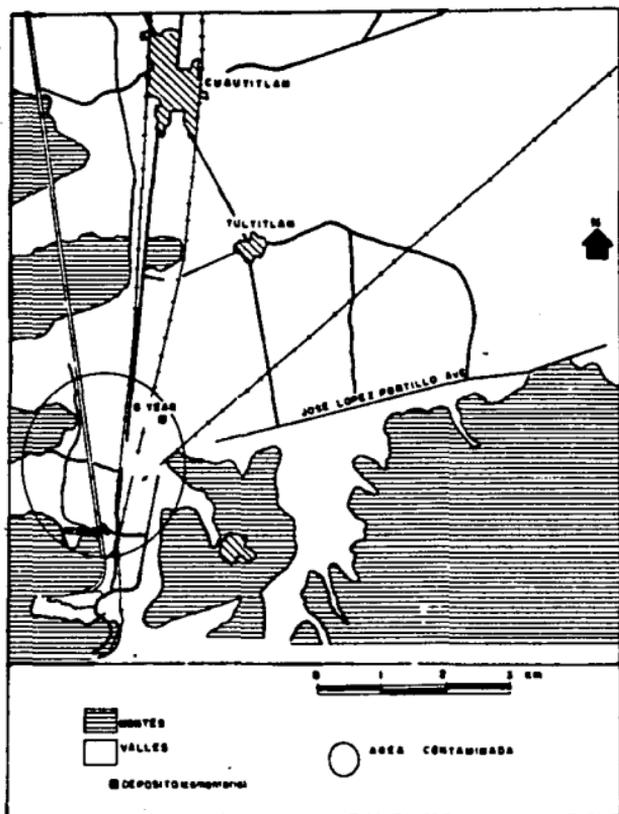


Figura 2.1 (a)  
**AREA DE ESTUDIO**

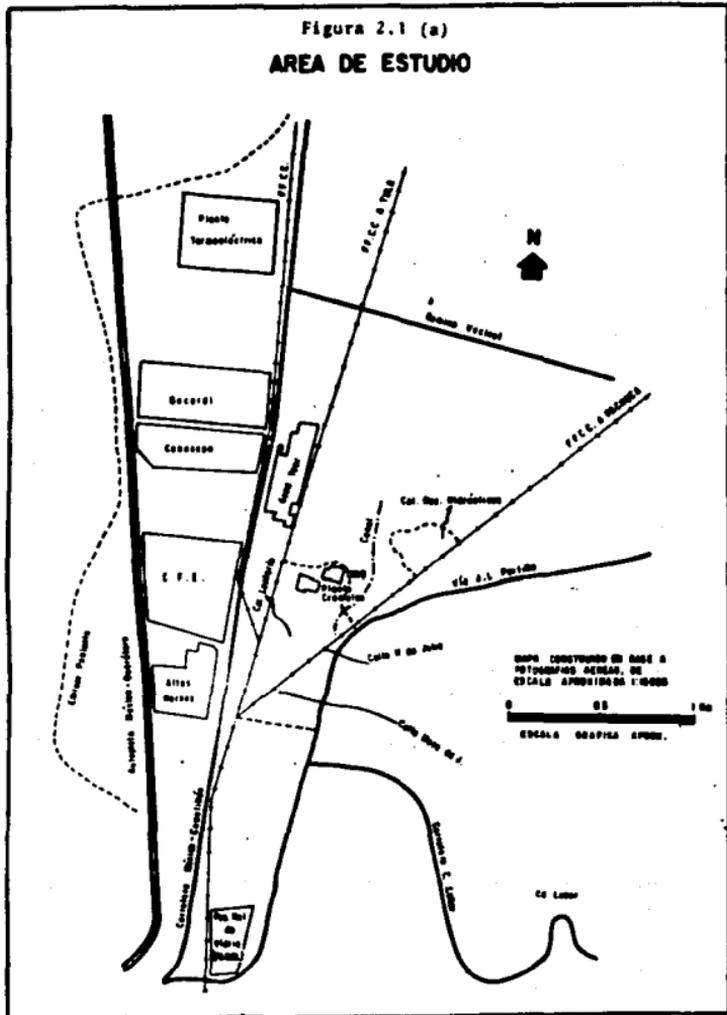


Figura 2.2.

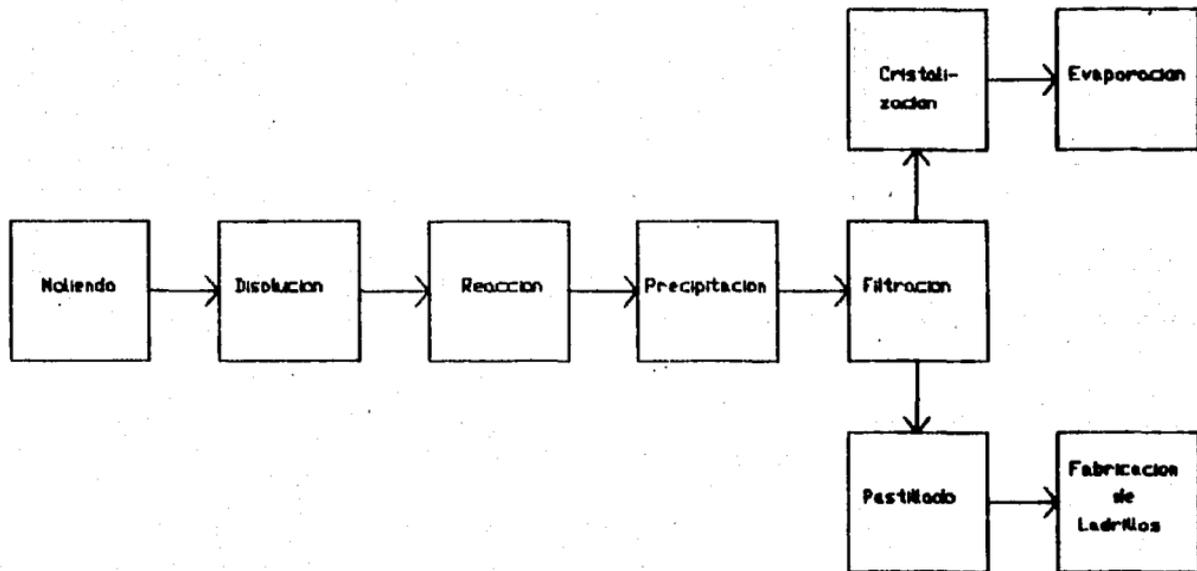


DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO

Figura 3.1

Diagrama de Solubilidad del  $\text{FeSO}_4$  en disoluciones de ácido sulfúrico

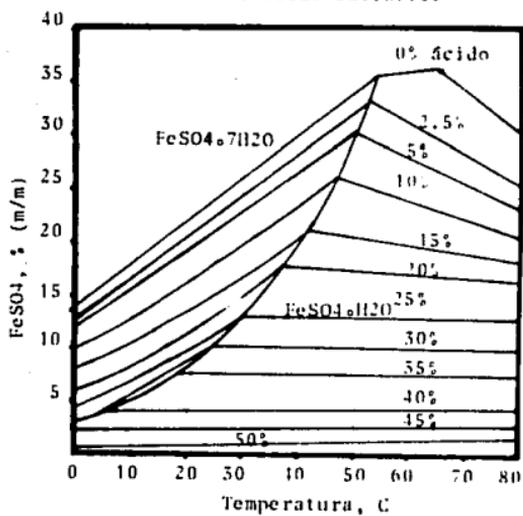


Figura 3.2.

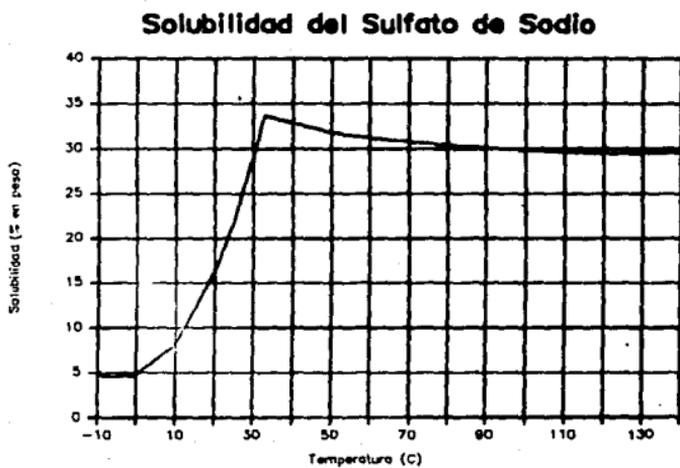


Figura 3.3

Variación de la conductividad a 20 C  
en función de la concentración de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$

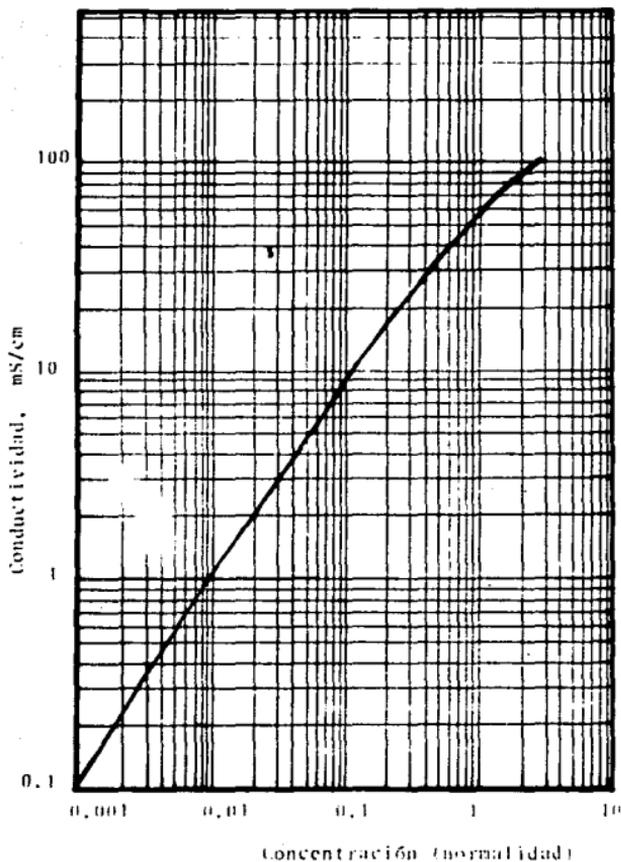
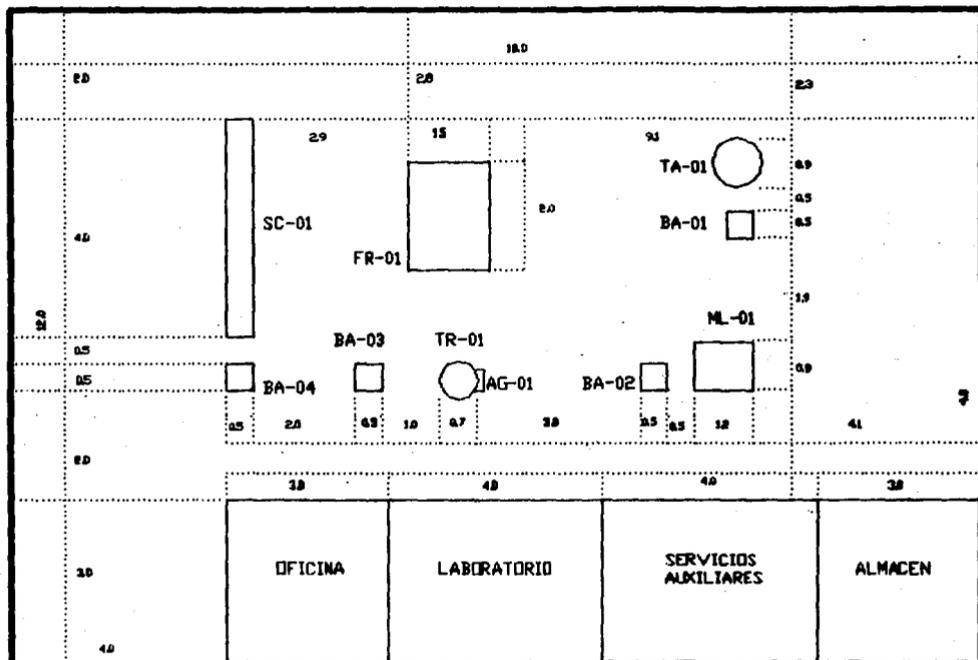


Figura 3.5.

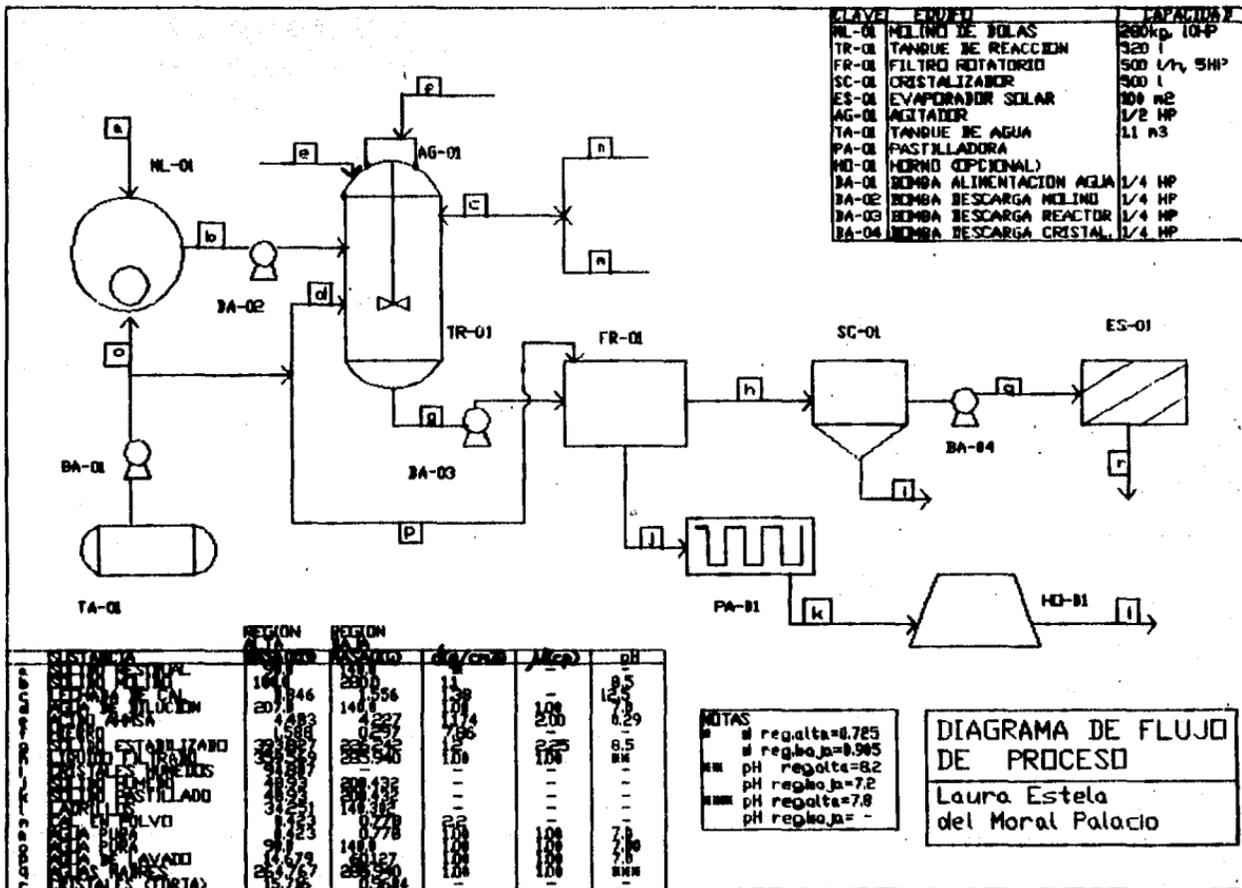


CLAVE	EQUIPO	CAPACIDAD
ML-01	MOLINO DE BOLAS	280kg, 10 HP
TR-01	TANQUE DE REACCION	520 l
FR-01	FILTRO ROTATORIO	500 l/h, 5 HP
SC-01	CRISTALIZADOR	500 l
AG-01	AGITADOR	1/2 HP
TA-01	TANQUE DE AGUA	1.1 m <sup>3</sup>
BA-01	BOMBA ALIMENTACION AGUA	1/4 HP
BA-02	BOMBA DESCARGA MOLINO	1/4 HP
BA-03	BOMBA DESCARGA REACTOR	1/4 HP
BA-04	BOMBA DESCARGA CRISTALIZADOR	1/4 HP

DIAGRAMA DE LOCALIZACION

Laura Estela  
del Moral Palacio

Figura 3.4



CLAVE	DESCRIPCIÓN	CAPACIDAD
ML-01	MOLINO DE BOLAS	2500 kg 10-P
TR-01	TANQUE DE REACCIÓN	320 l
FR-01	FILTRO ROTATORIO	500 l/h 5HP
SC-01	CRISTALIZADOR	500 l
ES-01	EVAPORADOR SOLAR	100 m <sup>2</sup>
AG-01	AGITADOR	1/2 HP
TA-01	TANQUE DE AGUA	11 m <sup>3</sup>
PA-01	PASTILLADORA	
HO-01	HORNIO (OPCIONAL)	
BA-01	BOMBA ALIMENTACION AGUA	1/4 HP
BA-02	BOMBA DESCARGA MOLINO	1/4 HP
BA-03	BOMBA DESCARGA REACTOR	1/4 HP
BA-04	BOMBA DESCARGA CRISTAL.	1/4 HP

REGION	CCION	PH
10	2800	8.5
20	140	7.9
30	4227	8.29
40	2800	8.5
50	140	7.9
60	4227	8.29
70	2800	8.5
80	140	7.9
90	4227	8.29
100	2800	8.5
110	140	7.9
120	4227	8.29
130	2800	8.5
140	140	7.9
150	4227	8.29

NOTAS  
 a) reg. ca. = 8.725  
 b) reg. ca. = 8.905  
 c) pH reg. ca. = 8.2  
 d) pH reg. ca. = 7.2  
 e) pH reg. ca. = 7.8  
 f) pH reg. ca. = -

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
 Laura Estela del Moral Palacio