



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

SISTEMA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES  
EN UNA PLANTA PRODUCTORA DE CLORO-SOSA

433

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N

CECILIA MONICA SUMIKO ITO SUGIYAMA

GRISSEL EUGENIA MIER HERNANDEZ

MEXICO, D. F.

1976



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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 esta 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.

CLASS Tosil  
ADL 1976  
CHA  
REG M  
242



QUIMIDA

**A MIS PADRES**

**A MIS HERMANOS**

**A MIS MAESTROS**

PRESIDENTE: PROF. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE.  
VOCAL: PROF. ALICIA BENITEZ DE ALTAMIRANO.  
SECRETARIO: PROF. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA.  
1er. SUPLENTE: PROF. ENRIQUE BRAVO MEDINA.  
2do. SUPLENTE: PROF. RAFAEL GARCIA NAVA.

Sitio donde se desarrolló el tema: CLORO TEHUANTEPEC, S. A. DE C. V.

Sustentantes:

CECILIA MONICA SUMIKO ITO SUGIYAMA



GRISSEL EUGENIA MIER HERNANDEZ



Asesor del tema:

ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE



## INDICE

	Página
I. OBJETIVOS Y ANTECEDENTES	A
II. METODOS PARA LA OBTENCION DE CLORO	11
III. PROCESO - CLORO SOSA	15
IV. EFLUENTES EN SISTEMA DE SALMUERA	36
V. EFLUENTES EN SECADO DE CLORO	38
VI. PURGAS ALCALINAS	40
VII. SISTEMA DE NEUTRALIZACION DE ACIDO SULFURICO	42
VIII. TRATAMIENTO DE EFLUENTES	45
IX. CONCLUSIONES	76
BIBLIOGRAFIA	77

## **OBJETIVOS Y ANTECEDENTES.**

Generalidades sobre desechos industriales  
Procesos de tratamiento  
Reglamento para la prevención y control  
de la contaminación de aguas.

Idealmente el problema de la disposición de los desperdicios debería considerarse una parte integral del proceso de manufactura. Los ingenieros ejercen un notable esfuerzo en la consideración de alternativas en el diseño de proceso en términos del equipo o en pasos del proceso. El diseño finalmente evaluado representa el balance óptimo entre la selección del equipo y las alternativas económicas del proceso. Muy a menudo ninguna atención se le ha dado al problema de la disposición de desperdicios hasta este punto; o más aún esperan hasta que la planta ya está en construcción. Ocasionalmente la planta "diseñada expertamente" se encuentra con el problema de un desperdicio que no puede ser tratado o bien con uno cuyo tratamiento es considerablemente caro. Esto puede afectar la economía del proceso, y en lo extremo, impedir cualquier ganancia de la operación.

Una adecuada consideración deberá prestarse a la disposición de desperdicios durante la fase de diseño con el objeto de obtener el costo más bajo de fabricación. Esto puede lograrse mediante la comunicación adecuada entre el ingeniero de diseño y el experto en tratamiento de desperdicios desde el principio del proyecto.

El grado de tratamiento que requiera un desecho industrial depende de la dilución y características estabilizadoras de la corriente receptora. La cantidad y concentración de los contaminantes debe quedar reducida al mínimo en la planta industrial.

Los procesos de tratamiento que se emplean dependen de las características del desecho. Estos procesos son adaptaciones de la práctica del tratamiento de aguas y se modifican frecuentemente para obtener los resultados más eficaces, según el caso.

Se presenta un resumen de las combinaciones de procesos de tratamiento que se usan comúnmente para tratar desechos industriales:

1. Eliminación de los sólidos suspendidos de tamaño apreciable, por medio de cribado y sedimentación.
2. Eliminación de grasas, aceites y sólidos grasos por medio de flotación y decantado, auxiliado en algunos casos, por tratamiento químico.
3. Eliminación de los sólidos coloidales por floculación con coagulantes químicos y electrolitos, seguida de sedimentación o incluso filtración.
4. Neutralización de la acidez o alcalinidad excesivas, por adición de productos químicos.
5. Eliminación o estabilización de los sólidos disueltos mediante precipitación química, permutación iónica, procesos biológicos, o sus combinaciones.
6. Decoloración por tratamiento químico, con sedimentación o filtración, o con ambos.

7. Reoxigenación de los desechos por medios adecuados de aereación.
8. Disminución de la temperatura de los desechos excesivamente calientes por enfriamiento.

El tratamiento a que debe someterse el agua para uso general en una planta depende de las sustancias que acarrea en suspensión y solución y del uso principal que se le va a dar. Las operaciones que frecuentemente se aplican a toda o la mayor parte del agua de la planta se denominan generalmente tratamiento primario; posteriormente pueden ser necesarias operaciones de acondicionamiento secundario para usos específicos, como generación de vapor, enfriamiento o elaboración de materiales.

Si la planta requiere agua de calidad progresivamente más elevada para diversos fines, se diseñan etapas sucesivas de tratamiento.

El tratamiento primario comprende una gran variedad de equipos y tiene gran uso al manejar un número infinito de composiciones en los efluentes. Una clasificación general de los métodos de tratamiento es la siguiente:

### **METODOS PRIMARIOS**

Tamizado	Coagulación
Separación centrífuga	Separación por gravedad
Neutralización	Flotación inducida por aire
Aereación	Flotación por aire disuelto
Oxidación química	Filtración con membrana
Reducción química	Ultrafiltración
Precipitación	
Filtración con diatomea	

### **METODOS SECUNDARIOS**

Laguna aereada	Lodo activado
Membranas de contacto	Lodos muy activado
Filtros de gota	Aereación extendida
Interruptores de disco	

### **METODOS MAS COMPLICADOS**

Filtración con membrana	Osmosis inversa
Carbón activado granular	Intercambio iónico
Carbón activado en polvo	Electrodialisis

Del tratamiento primario dependerá el que el afluente se someta a un tratamiento secundario o se descargue al drenaje municipal, a un río o a un lago con la calidad que exijan las normas federales, estatales o locales.

Generalmente con un tratamiento primario o combinación de ellos es suficiente para reducir la contaminación hasta el nivel deseado.

Si se va a instalar una planta de tratamiento, deben contestarse las siguientes preguntas:

¿Con qué tolerancia se cuenta acerca de la calidad del efluente?

¿Podrían modificarse las operaciones de la planta para manejar cantidades mayores de efluente?

¿Podrán modificarse fácilmente las operaciones de la planta para obtener efluentes de mayor calidad?

¿Crearé la planta problemas de contaminación del aire de olores desagradables?

¿Qué métodos se tienen para depositar el desecho producido?

¿Puede producirse un efluente que se pueda volver a usar?

¿Puede un problema de mantenimiento afectar de tal manera la calidad del efluente que se tenga que parar la operación de la planta? ¿Por cuánto tiempo?

La capacidad de la planta de tratamiento de efluentes debe estar basada en la peor combinación de flujo y cantidad de contaminante que se pueda encontrar.

Además en México la descarga de los desechos industriales se encuentra regida por un reglamento al que se deben apegar. A continuación se reproducen algunos artículos del mismo:

### **REGLAMENTO PARA LA PREVENCIÓN Y CONTROL DE LA CONTAMINACIÓN DE AGUAS**

Este reglamento tiene por objeto, como su nombre lo indica, prevenir y controlar la contaminación ambiental en toda la República, cualquiera que sea el régimen legal. Los principales artículos son los siguientes:

#### **DE LA PREVENCIÓN Y CONTROL DE LA CONTAMINACIÓN DE AGUAS**

Artículo 6.—La prevención y control de la contaminación de las aguas, para preservar y restaurar la calidad de los cuerpos receptores, deberá realizarse, en los términos de este Reglamento, mediante los siguientes procedimientos:

1.—Tratamiento de las aguas residuales para el control de sólidos sedimentables, grasas y aceites, materia flotante, temperatura y potencial hidrógeno (pH).

- II.—Determinación y cumplimiento de las condiciones particulares de las descargas de aguas residuales, mediante el tratamiento de éstas, en su caso, de acuerdo con el resultado de los estudios que la autoridad competente realice de los cuerpos receptores, su capacidad de asimilación, sus características de dilución y otros factores.

Artículo 7.—Las descargas de aguas residuales, con excepción de las provenientes de usos puramente domésticos, deberán registrarse en la Secretaría de Recursos Hidráulicos, dentro de los plazos establecidos en el artículo 10.

El cumplimiento de esta obligación, corresponde a los propietarios, encargados o representantes de establecimientos, servicios o instalaciones, públicos o privados, que originen o motiven las descargas.

Artículo 10.—Los plazos para los registros de las descargas de aguas residuales serán los siguientes:

- I.—Seis meses para las descargas existentes de aguas residuales provenientes de usos públicos o industriales, que se viertan en los alcantarillados de las poblaciones.
- II.—Seis meses para las descargas existentes de aguas residuales, con excepción de las provenientes de usos puramente domésticos, que no se viertan en los alcantarillados de las poblaciones;
- III.—Seis meses para las descargas de los sistemas de alcantarillados que se viertan en cuerpos receptores;
- IV.—Cuatro meses para las nuevas descargas de aguas residuales provenientes de usos públicos o industriales, que se viertan en alcantarillados de las poblaciones, a partir de la fecha de inicio;
- V.—Cuatro meses para las nuevas descargas de aguas residuales, con excepción de las provenientes de usos puramente domésticos que no vayan a los alcantarillados de las poblaciones, a partir de la fecha de su inicio.

En los casos de las fracciones IV y V, los responsables de las nuevas descargas, antes del inicio de éstas, deberán presentar a las Secretaría de Salubridad y Asistencia y de Recursos Hidráulicos un aviso previo con los datos comprendidos en las fracciones I y II del artículo 8.\*

\*Nota.—Las fracciones I y II del artículo 8 son:

- I.—Nombre y domicilio;
- II.—Punto de la descarga, acompañado por un plano o croquis de los terrenos, donde está se localice.

Artículo 12.—El registro de las descargas de aguas residuales, tendrá por objeto contribuir a los estudios para determinar la calidad de los cuerpos receptores y las condiciones particulares que deban cumplir las propias descargas; así como la programación a: corto, mediano y largo plazo, de la acción para prevenir, controlar y abatir la contaminación de las aguas.

Artículo 13.—Los responsables de las descargas de aguas residuales que no sean arrojadas en el alcantarillado de las poblaciones, deberán dentro de un plazo de tres años contados a partir de la fecha del registro de la descarga, ajustarla a la siguiente:

**TABLA No. 1  
DE MAXIMOS TOLERABLES**

I.—Sólidos sedimentables	1.0 ml/l
II.—Grasas y aceites	70 mg/l
III.—Materia flotante	Ninguna que pueda ser retenida por malla de 3 mm. de claro libre cuadrado.
IV.—Temperatura	35°C
V.—Potencial Hidrógeno pH	4.5 - 10

Los métodos de muestreo y análisis de laboratorio para comprobar que los responsables de las descargas se ajustan a la tabla anterior, serán fijados por la Secretaría de Industria y Comercio, mediante instructivo que se publicará en el Diario Oficial de la Federación.

Artículo 16.—Los responsable de las descargas de aguas residuales, que requieran obras o instalaciones de purificación para cumplir con lo dispuesto en el artículo 13, deberán dentro de un plazo de diez meses contado a partir de la fecha del registro, presentar un Informe Preliminar de Ingeniería (I.P.I.) que contengan las siguientes fases sucesivas:

- I.—De trabajos internos;
- II.—De trabajos externos;
- III.—De adquisiciones;
- IV.—De construcción; y
- V.—De cumplimiento.

El informe deberá ser autorizado, por un profesional de la materia con cédula expedida por la Secretaría de Educación Pública.

Artículo 17.—El informe preliminar de ingeniería en cuanto a los trabajos internos comprenderá:

- I.—Revisión de los sistemas de recolección de aguas residuales (pluviales, sanitarias y del proceso en su caso) que componen la o las descargas finales;
- II.—Muestreo y análisis de calidad de cada una de las descargas de los sistemas de recolección;
- III.—Proyecto de los cambios que fueren necesarios en los sistemas de recolección de aguas residuales; incluyendo la determinación del gasto o flujo de diseño del sistema de tratamiento;

IV.—Determinación del costo de los cambios necesarios; y

V.—Plazo de determinación de los cambios en los sistemas de recolección de aguas residuales.

Artículo 18.—El informe preliminar de ingeniería en cuanto a los trabajos externos comprenderá:

I.—En caso de ser necesario, proyecto del sistema de tratamiento o modificaciones al o los existentes;

II.—Caracterización de los residuos;

III.—Proyecto, en su caso, del sistema de disposición de los Lodos que puedan producirse durante el tratamiento;

IV.—Lista del equipo que se utilizará en el sistema de tratamiento;

V.—Terreno y localización del lugar donde se instalará la planta de tratamiento;

VI.—Punto de la descarga final; y

VII.—Plazo de terminación de la fase.

Artículo 19.—El informe preliminar de ingeniería en cuanto a las adquisiciones comprenderá:

I.—Fecha en que se fincarán el o los pedidos de compra del equipo que se utilizará en los sistemas de tratamiento;

II.—Fecha en que se espera su total entrega.

Artículo 20.—El informe preliminar de ingeniería en cuanto a la construcción comprenderá:

I.—Fechas de iniciación y terminación de las construcciones e instalaciones que se requieran de acuerdo con la fase de trabajos internos;

II.—Fechas de iniciación y terminación de las instalaciones y de las construcciones que se requieran de acuerdo con la fase de trabajos externos.

Artículo 21.—El informe preliminar de ingeniería en cuanto a su cumplimiento comprenderá:

I.—Fecha en que se iniciará la operación de dispositivos de medición y muestreo de la descarga; y

II.—Fecha estimada para que la descarga se ajuste a la condiciones señaladas en el artículo 13, dentro del plazo que el mismo establece.

Artículo 22.—Los responsables de las descargas de aguas residuales que en los términos de este reglamento deben instalar sistemas de tratamiento, estarán obligados a cumplir en sus fechas, con el programa contenido en el informe preliminar de ingeniería.

La Secretaría de Recursos Hidráulicos vigilará el cumplimiento de esta obligación y en su caso, impondrá las sanciones que correspondan.

Artículo 23.—Las Secretarías de Recursos Hidráulicos y de Salubridad y Asistencia realizarán los estudios de los cuerpos receptores a que se refiere este Reglamento, a fin de clasificar las aguas en función de sus

usos, conocer su capacidad de asimilación de dilución, así como para señalar las condiciones particulares de las descargas de aguas residuales.

Artículo 26.—La Secretaría de Recursos Hidráulicos dará a conocer a los responsables, las condiciones particulares fijadas para cada descarga de agua residual y señalará un plazo para cumplir con las mismas, el cual no podrá ser menor de un año ni mayor de tres.

Artículo 27.—Las condiciones particulares fijadas para cada descarga de agua residual, serán susceptibles de modificarse después de transcurrido un plazo de cinco años, si las condiciones demográficas y ecológicas lo requieren, excepto cuando se ponga en peligro la salud pública, en cuyo caso podrá nulificarse en cualquier tiempo.

Artículo 28.—Los responsables de las descargas de aguas residuales, de una misma zona podrán agruparse para construir obras o instalaciones comunes, a fin de efectuar una sola descarga, lo que se ajustará a los que establecen los artículos 13 y 24.

Cuando la descarga se efectúe en aguas de propiedad de la Nación, se requerirá autorización de la Secretaría de Recursos Hidráulicos.

En cualesquiera otros casos, la Secretaría de Recursos Hidráulicos se coordinará con las autoridades locales competentes para los fines que este artículo se refiere.

Artículo 29.—Fuera de los casos previstos en este Reglamento, queda prohibido arrojar o depositar basura u otros desechos humanos, sólidos gruesos, jales, lodos industriales y similares en ríos, cauces, vasos, estuarios y demás cuerpos receptores.

Este trabajo tiene por objeto la selección del método de tratamiento más adecuado y económico, de las corrientes de desecho de la planta reproductora de cloro-sosa, para que se apeguen a las normas del Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas.

El primer efluente que se tiene en la planta es el proveniente del tratamiento de la materia prima para que cumpla con los requerimientos del proceso, de éste se obtienen tres productos: cloro, sosa e hidrógeno que al purificarse producen los demás efluentes: ácido sulfúrico diluido y purgas alcalinas. Cada uno de éstos posee características propias (pH, temperatura, sólidos, etc.) que no cumplen con los requerimientos que exige el Reglamento antes mencionado.

En el transcurso de este trabajo se describirá con detenimiento el proceso y los problemas que cada uno de los efluentes presenta, así como el método de tratamiento que permitirá la eliminación de los desechos sin perjudicar el agua del río en donde serán descargados.

El objetivo principal de la planta que se estudia es la obtención de cloro como producto; en el capítulo II se mencionan los métodos que se han usado con este fin, incluyendo algunas características de los mismos para justificar con esto la elección del proceso electrolítico que nos proporciona cloro y sosa.

## MÉTODOS PARA LA OBTENCIÓN DE CLORO

**Método de Sheele**  
**Método electrolítico**  
**Método de Deacon**  
**Método del cloruro de nitrosilo**

### MÉTODOS PARA LA OBTENCIÓN DE CLORO

#### **Método de Sheele:**

K. W. Sheele que descubrió el cloro en 1774, usó pirolusita cuyo contenido de dióxido de manganeso oxida al ácido clorhídrico:



Esta reacción necesita calor para efectuarse y sólo una parte del ácido se oxida. No se podían usar recipientes de metal para este proceso por la acción corrosiva del ácido clorhídrico y del cloro húmedo, entonces se procedía a efectuarla en vasijas de piedra. El proceso resultaba caro, ya que se tiraba gran cantidad de ácido clorhídrico y de dióxido de manganeso, además este licor es tóxico.

#### **Método de Deacon:**

El segundo método que se usó fue el descubierto por Henry Deacon en 1868, se basa también en la oxidación del ácido clorhídrico, pero la diferencia estriba en que para esto se usaba aire:



Esta reacción además de temperatura necesita un catalizador, el usado por Deacon fue el cloruro cúprico. Se sumergían pedazos de arcilla porosa en una solución de esta sal, se secaban y se calentaban a 450°C, se mantenía esta temperatura o una mayor y se lograba una producción continua de cloro y agua, al pasar una corriente gaseosa consistente en una mezcla de cloruro de hidrógeno y aire. En gran escala se obtenía un 60% de conversión del ácido. La mezcla de aire-cloruro de hidrógeno se obtenía directamente de la vasija en la cual se había preparado al tratar cloruro de sodio con ácido sulfúrico, después de enfriarla para condensar el agua se le calentaba a la temperatura requerida por el catalizador.

Este proceso resultaba más económico, pero de todas maneras la planta era complicada, costosa y difícil de manipular.

#### **Método del cloruro de nitrosilo:**

Es algo atnricuado, es uno de los procesos que producen cloro sin obtener sosa sino nitrato de sodio que puede tener mercado como fertilizante.

La primera parte de la reacción puede representarse como:



El cloruro de nitrosilo se separa del cloro y se trata con carbonato de sodio:



La sal se recircula y el óxido nítrico se usa para preparar ácido nítrico o nitrato de sodio.

Como el nitrato de amonio para fertilizante ha desplazado al nitrato de sodio, se frenó el desarrollo industrial del método.

#### **Método electrolítico:**

Es el método principal para la obtención de cloro en la actualidad. Puede utilizar como materia prima: salmuera, cloruro de sodio fundido, cloruro de potasio, ácido clorhídrico, y cloruro de níquel (producido al someter níquel que se recircula al ataque del ácido clorhídrico).

Se ampliará el tema únicamente para la electrólisis de la salmuera.

Los tipos de celda más usados en este proceso son la celda de mercurio y la celda de diafragma.

**Celda de mercurio.**—La celda de mercurio tiene la forma de una caja rectangular horizontal; se alimenta salmuera saturada a la celda en uno de los extremos y después desborda a otra celda, ya disminuída la concentración. Dentro de la solución de salmuera se encuentran ánodos de grafito y en el fondo de la celda hay una capa de mercurio que actúa como cátodo. La acción de la corriente produce que se libere cloro en forma gaseosa en los ánodos de grafito, este cloro se saca por medio de tuberías para su uso posterior, en el cátodo se deposita el sodio que forma una amalgama con el mercurio. Esta amalgama se pasa a otro compartimiento en donde se pone en contacto con agua, cuya acción es formar una solución diluída de sosa cáustica y liberar hidrógeno.

Existen dos tipos generales de equipo para descomponer la amalgama. Uno de ellos consiste en una vasija rectangular de acero colocada paralelamente al electrolizador, ya sea abajo o a un lado de él. Se colocan rejillas de grafito que hacen el papel de cátodo en estas celdas secundarias. El otro tipo es un recipiente cilíndrico de acero que se coloca cerca del punto donde sale el mercurio del electrolizador; se empaca el cilindro con pequeñas piezas de grafito sobre el cual se distribuye la amalgama y se hace pasar agua a contracorriente. El mercurio tratado se acumula en un receptor de donde se recircula a la celda principal por medio de una bomba centrífuga.

En la práctica, se efectúan reacciones secundarias en las celdas de mercurio:



Otras reacciones secundarias dependen de las impurezas presentes en el ánodo, en el cátodo circulante de mercurio y en los ánodos de grafito.

Generalmente la amalgama sale del electrolizador contenido 0.2% de sodio y regresa con menos de 0.02%.

La eficiencia de la corriente en la celda de mercurio es de 94-97% que es similar a la de diafragma, pero la energía requerida es 15-20% mayor.

Al igual que en las celdas de diafragma, deben sustituirse los ánodos de grafito cuyo desgaste es menor en este tipo de celdas, además de que no se necesita renovar el diafragma, pero por otro lado el mercurio debe lavarse continuamente con agua pura y algunas partes de la celda necesitan limpieza periódica. Se necesita una pequeña unidad de destilación de mercurio dentro de la sección de manejo de este elemento para la celda con el fin de recuperar el mercurio de la corriente que se extrae durante la limpieza. También se tiene la desventaja del consumo de mercurio que en promedio resulta 0.3 lb/ton de cloro y puede variar desde 0.2 lb en instalaciones con buena operación hasta 0.5 o más en otras.

Las grandes cantidades de mercurio que circulan en esta clase de plantas, además de la temperatura elevada del proceso presentan un peligro para la salud, por lo que es necesario diseñar equipo especializado y mantener una buena ventilación en el cuarto donde se encuentra la celda.

El mercurio es un veneno que afecta a todo el organismo y el estar expuesto a él continuamente puede ocasionar efectos por acumulación. Se sabe que el mercurio puede absorberse a través del sistema respiratorio por inhalación de vapor, o a través de la piel si ésta se pone en

contacto con la fase líquida. Los síntomas más frecuentes de intoxicación por mercurio son: disturbio síquico conocido como enetismo (forma peculiar de timidez), tremor (temblor de manos), palidez y estomatitis (úlceras en la boca) manifestada por salivación e inflamación de las papilas. Autoridades conservativas de la salud recomiendan evitar la exposición; pero si no puede evitarse, el límite máximo de exposición diaria es de ocho horas a 0.1 mg de vapor de mercurio por metro cúbico de aire.

En ocasiones se ha presentado que los empleados han sufrido agudas intoxicaciones por mercurio debido a que soldaron partes que se quitaron del circuito de la celda y algunas veces se presenta antes de efectuar la soldadura. Es por tanto necesario tener cuidado en el mantenimiento y desecho de partes que han estado en contacto con el mercurio.

**Celda de diafragma.**—En la celda de diafragma la separación del cloro y el sodio se lleva a cabo en dos compartimentos anulares separados por un diafragma de fibra de asbesto si la celda es cilíndrica. El diafragma se encuentra sostenido por una placa de metal perforada o tela de alambre por la parte exterior, esta parte metálica además hace las funciones de cátodo donde se separa el sodio. El ánodo está formado por barras de grafito suspendidas en la parte superior de la celda y que cuelgan verticalmente en el compartimiento interior; a este compartimiento se alimenta la salmuera purificada. La eliminación de las sales de calcio y magnesio de la salmuera para purificarla es necesaria para evitar el deterioro y bloqueo del diafragma de asbesto. Como el diafragma de asbesto es permeable al líquido, parte de la salmuera lo atraviesa de manera que la hoja metálica se encuentra húmeda siempre.

El diseño de las celdas de diafragma del año 1960 puede dividirse en dos tipos: las que tienen diafragmas no sumergidos y las que lo tienen sumergido. Hay tipos diferentes de estas dos. En general consisten de una coraza de acero ya sea cilíndrica o rectangular que soporta un cátodo de hierro perforado o una tela de hierro en su interior. La superficie del cátodo se encuentra cubierta con una capa de asbesto en forma de papel o de fibras depositadas al vacío. A una distancia mínima práctica se encuentran colocados los ánodos de grafito de manera que sus superficies quedan paralelas al diafragma. Una cubierta aislante que contiene una entrada de salmuera y una salida de cloro cubre la celda. Actualmente se están usando ánodos con una capa de titanio en lugar de grafito, con esto se logra un mejor funcionamiento de la celda ya que se mantendrá constante la distancia mínima entre el ánodo y el cátodo a diferencia con los ánodos de grafito que al gastarse provocan que la distancia aumente.

En el ánodo la salmuera se mantiene a un nivel superior al de las superficies activas de los electrodos; se filtra a través del diafragma hacia el compartimiento del cátodo donde se tiene un nivel menor de cáustica diluida en la celda de diafragma sumergido o sale por el fondo del

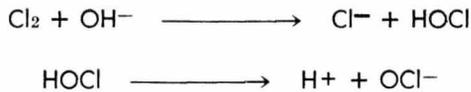
cátodo en las celdas de diafragma no sumergido. De cualquier manera el hidrógeno liberado en el cátodo sale por una conexión situada en la parte superior de la coraza externa en el espacio entre la coraza y el cátodo. La celda con diafragma sumergido tiene como ventaja que el flujo de salmuera a través de toda su superficie es el mismo, mientras que resulta muy variable en la de diafragma no sumergido, además proporciona cierto control sobre la concentración de sosa en el catolito.

La función del diafragma es mantener la concentración de sosa y minimizar la migración por difusión de los iones oxhidrilos.

Al pasar la corriente a través de la celda, se libera el cloro en el ánodo y el sodio en el cátodo pero éste último mentalmente ya que reacciona con el agua de la salmuera formando sosa cáustica y liberando hidrógeno. El licor formado contiene una gran proporción, de sal no descompuesta que se recupera en forma sólida en las evaporaciones subsiguientes que sufre para la obtención de la sosa.

Las siguientes ecuaciones químicas representan pequeñas pérdidas pero tienen un significado especial porque poseen un efecto considerable sobre la vida del ánodo y del diafragma y en la pureza de los productos.

El cloro formado en el ánodo, satura el anolito y se alcanza un equilibrio:



Estas ecuaciones muestran la importancia de la concentración del ión hidrógeno sobre la solubilidad del cloro en el anolito. Normalmente el pH del anolito se encuentra entre 3 y 4.

El ácido hipocloroso y el hipoclorito tienden a reaccionar para producir clorato de acuerdo con la reacción:



Además del ión cloruro, otros iones pueden descargar en el ánodo. Bajo condiciones de operación normales, la descarga del ión oxhidrilo constituye la reacción competitiva más importante:



La fuente de los iones oxhidrilo que se desprenden en el ánodo es el licor del cátodo cuyos iones  $\text{OH}^-$  migran a través del diafragma debido a la influencia de un potencial eléctrico. Bajo condiciones de régimen permanente, la cantidad de iones  $\text{OH}^-$  que entran al anolito es igual a la cantidad usada en otras reacciones, por ejemplo: en la formación de clorato y en la descarga en el ánodo. Entonces se ha establecido en el

ánodo un pH tal que permite el desprendimiento de iones  $\text{OH}^-$  en el ánodo, este pH depende no sólo de la velocidad de transferencia del ión oxhidrilo a través de la membrana sino también de las características del material del ánodo.

Indudablemente las reacciones son más complicadas que como se han representado; probablemente como intermediarios se formen: compuestos peroxigenados, hidróxidos orgánicos, ácidos orgánicos y monóxido de carbono. Siempre se encuentran presentes en el licor cáustico trazas de compuestos orgánicos resultantes de oxidaciones en el ánodo; también en el cloro se encuentran trazas de monóxido de carbono, tetracloruro de carbono, cloroformo y hexacloroetano.

La presencia de otros aniones diferentes al  $\text{OH}^-$  por ejemplo:  $\text{HSO}_4^-$ ,  $\text{ClO}_3^-$ ,  $\text{OCl}^-$ , interviene también en la formación de oxígeno y dióxido de carbono en el ánodo. En pequeñas cantidades la presencia de estos aniones no afecta la cantidad total de oxígeno que se forma ya que el oxígeno desprendido por cualquier mecanismo también involucra la formación de una cantidad equivalente de iones hidrógeno que tienden a neutralizar un equivalente de iones  $\text{OH}^-$ .

En el cátodo también se efectúa la reducción del  $\text{HOCl}^-$  y del  $\text{Cl}^-$ , sin embargo para propósitos prácticos, la eficiencia de la corriente en la descarga de hidrógeno es 100%.

Se ha encontrado que el pH del anolito que fluye a través del diafragma tiene una influencia sobre el gasto de anolito a una presión dada. Normalmente el pH del anolito durante la operación se encuentra entre 3 y 4. En una celda sin corriente el flujo de salmuera puede ser cinco veces el normal. Si el pH baja hasta 1.5 o más, el flujo disminuye a la mitad del normal. Ya que el diafragma separa una solución fuertemente alcalina de una solución de ácido débil, la disminución del gasto automáticamente aumenta el pH de manera que el diafragma se autoregula.

Se sabe que el gasto de salmuera a través del diafragma, la concentración de sosa, la concentración de cloruro de sodio en la salmuera del catolito y el anolito tienen un efecto definido sobre la eficiencia de la corriente.

Una de las relaciones más usadas en el estudio y control de la operación de la celda de diafragma es el "porcentaje de descomposición" o relación sal-cáustica. Es la relación del peso del cloruro de sodio al peso de sosa en un peso dado de efluente cáustico de la celda. Se calcula directamente de la siguiente forma:

Moles de NaOH

---

Moles de NaOH + Moles de NaCl

La relación sal-cáustica combina en un factor los efectos de: concentración de salmuera, gasto de salmuera, densidad de corriente y concentración de la base.

En un tipo de celda dado, una relación sal-cáustica corresponde a una cierta eficiencia de corriente independiente de: la concentración de salmuera, temperatura, concentración de la base y densidad de corriente. Esta relación empírica ha simplificado la comparación entre funcionamiento de celdas y ha predicho con exactitud su operación.

Dos de los factores más importantes en la selección de la celda son: la forma física de la sal disponible y la calidad de la sosa requerida en el mercado. Debido al balance de agua, la celda de mercurio necesita sal seca y las celdas de diafragma operan generalmente con salmuera saturada. El costo de la sal seca es cuatro a ocho veces mayor que la sal de un pozo de salmuera. En general la operación de una celda de diafragma resulta más económica en zonas cercanas a un pozo de salmuera saturada. En varias plantas existe una combinación ventajosa de los dos procesos: se alimenta a la celda de diafragma salmuera saturada y se suministrar a las celdas de mercurio la sal seca obtenida en la concentración de la sosa de la celda de diafragma.

El proceso de la celda de mercurio produce sosa del 50% en forma directa durante la descomposición de la amalgama con agua de buena calidad. La celda de diafragma produce una solución de 10% de sosa y 15% de sal no descompuesta, al concentrar este licor toda la sal se precipita, se filtra y se recircula. La sosa resultante contiene 1% de sal y 50% de sosa, además de una pequeña cantidad de clorato de sodio generado en la celda.

Por ejemplo, la industria del rayón requiere de sosa con cantidades muy bajas de sal y cloratos; la concentración de impurezas debe estar dentro de límites muy estrechos, por lo que se procede a purificar el líquido de la celda de diafragma efectuando una extracción con amoníaco; si la mayor parte del mercado lo constituye esta industria se prefiere el uso de la celda de mercurio. Por otro lado para: refinación de petróleo, fabricación de aluminio, jabones y detergentes, fenol y otros usos generales es satisfactorio el uso de la sosa 50% con 1% de cloruro de sodio.

Ante el aumento del costo de la mano de obra, la contaminación con mercurio y la crisis de energéticos, los productores de cloro-sosa y los fabricantes de los equipos han respondido mejorando la tecnología. Parte de su estrategia consiste en sustituir las celdas de mercurio por celdas de diafragma ya que los nuevos diseños han disminuído el problema tradicional de la calidad del producto.

Uno de los caminos seguidos para mejorar el producto es la investigación acerca de diafragmas sintéticos de membranas microporosas, algunas de las cuales poseen una permeabilidad selectiva que minimiza la cantidad de sal en la sosa.

El material que tiene más probabilidades para sustituir al asbesto es el Nafion de Dupont; químicamente es un copolímero del tetrafluoretileno (a partir del cual se obtiene el teflón) y otro monómero que posee una unión con un grupo del ácido sulfónico. El polímero resultante no funde ni se deforma a 250 °C y no se ve afectado por la atmósfera corrosiva del cloro.

Además de los sustitutos se han estudiado polímeros como el cloro-trifluoretileno que unidos al asbesto aumentan la vida del diafragma y soportan temperaturas hasta 250 °F.

Otro de los adelantos que ya se ha mencionado lo constituye el ánodo metálico, desarrollado en la década de los 60's; tiene una duración de siete años comparada con unos cuantos meses que dura el grafito convencional. En los electrolizadores que utilizan esta clase de ánodos, el período de mantenimiento se encuentra regido por el diafragma que constituye el cátodo y es el que se deteriora con mayor rapidez. Según los fabricantes, con el uso de diafragmas sintéticos podrán extender el período de operación de la celda de 6-9 meses hasta dos años.

Inicialmente el ánodo de metal se encontraba relacionado únicamente con celdas monopolares, pero en 1971 se desarrolló un nuevo diseño de geometría bipolar en la celda Glanor que aprovecha esta ventaja de sus electrodos bipolares alternando las configuraciones (+) y (-) en la yuxtaposición de once celdas individuales en un módulo, con lo que se obtiene un ahorro de energía.

El adelanto más importante que se ha hecho en cuanto a disminución en el consumo de energía y que hace atractivo el uso de ánodos de titanio lo constituye el uso del electrodo recubierto. El recubrimiento no sólo aumenta la vida del ánodo de titanio sino que reduce el sobrevoltaje que de otra manera sería necesario para efectuar la electrólisis. Sin el recubrimiento el titanio sería un conductor muy pobre para poder usarse económicamente como ánodo de dimensiones estables.

Por lo que se ha mencionado hasta aquí se puede ver que el método que más ventajas tiene es el de la celda de diafragma y es el que se seleccionó para continuar el desarrollo de este trabajo en los capítulos siguientes.

III

## PROCESO CLORO - SOSA

### Descripción

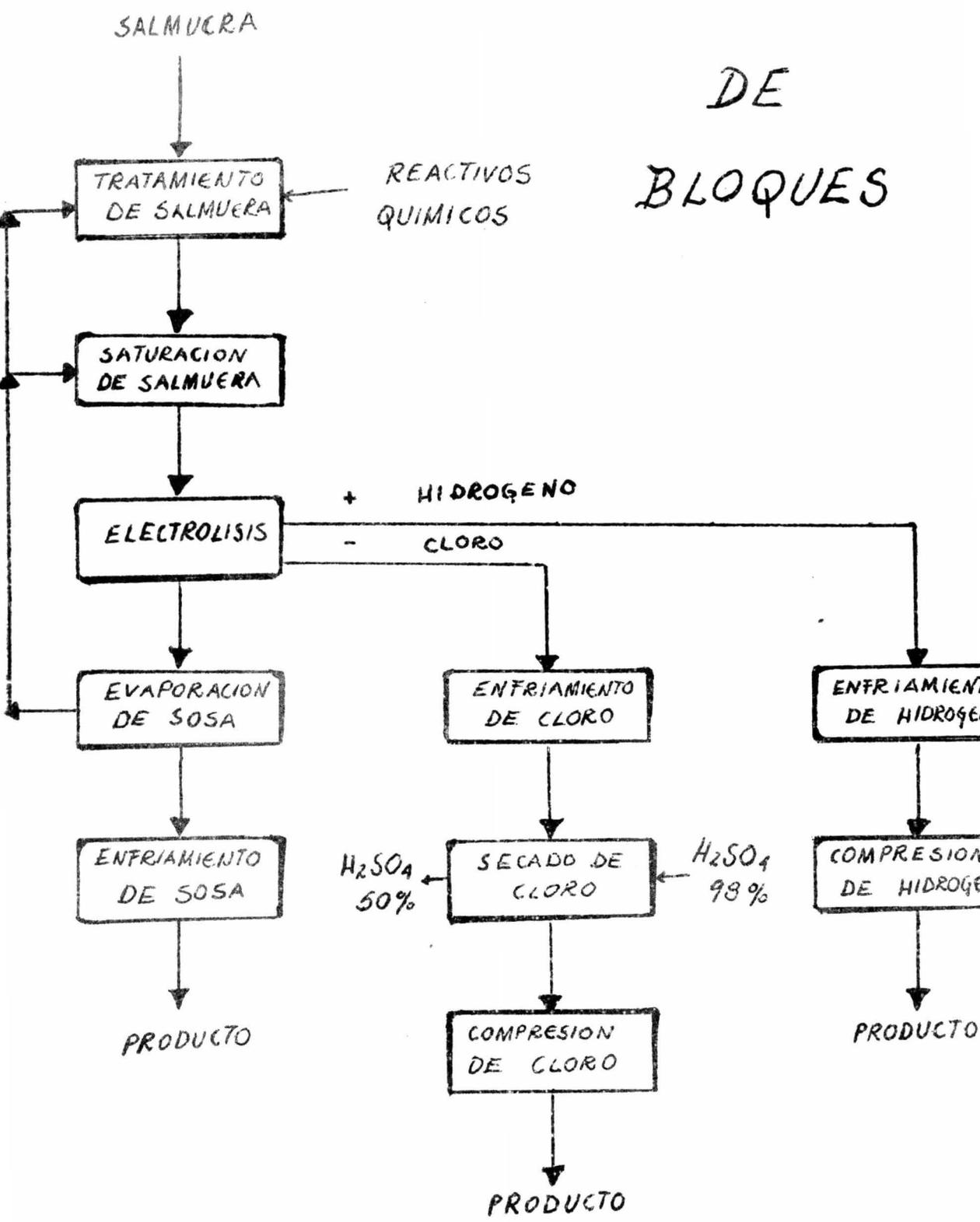
### Plano de Localización General

### Balade de Materia

### Diafragma de Flujo

### Descripción del proceso:

# DIAGRAMA DE BLOQUES



El proceso en una planta con celdas de diafragma para la producción de cloro y sosa consiste básicamente en la descomposición electrolítica de una salmuera. Esta salmuera se somete a un tratamiento previo a la electrólisis para purificarla con el objeto de proteger el electrolizador y mejorar el funcionamiento de los diafragmas de las celdas. Como resultado de la electrólisis se obtienen tres corrientes principales: cloro, hidróxido de sodio (sosa), e hidrógeno.

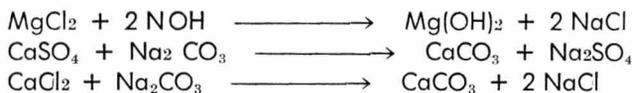
Las operaciones que se efectúan en cada una de las corrientes se pueden apreciar más claramente con la ayuda del diagrama de bloques.

Para la corriente de salmuera se tiene el tratamiento de purificación; para la electrólisis el suministro de energía eléctrica como corriente directa; para el cloro, enfriamiento, secado y licuefacción; para la sosa, evaporación de licor cáustico, recuperación de sal, enfriamiento y filtración de sosa; para el hidrógeno, enfriamiento y compresión.

**Sistema de salmuera.**—La salmuera es el electrolito que va a ser alimentado a los electrolizadores. Es una solución de cloruro de sodio, aproximadamente 322 g/l. Esta se obtiene del mezclado de dos corrientes: la salmuera cruda proveniente del pozo de salmuera que deberá tratarse para eliminar calcio y magnesio; sal de recirculación que es la sal que no se electrolizó en las celdas y que se recupera del licor de la celda en la planta de evaporación.

La salmuera del pozo fluye a un reactor mecánicamente agitado donde se adicionan los reactivos químicos necesarios para la purificación. Las impurezas que comúnmente se presentan en una sal cruda son principalmente magnesio, calcio, sulfatos y fierro en pequeñas cantidades.

Para eliminar el calcio y el magnesio la mayor parte de las plantas usa el tratamiento por precipitación conocido como cal-carbonato. En este caso, como se tiene sosa como producto de la planta, se efectuará el tratamiento con sosa-carbonato, obteniendo carbonato de calcio e hidróxido de magnesio insolubles. Las reacciones que se efectúan durante este tratamiento son las siguientes:



Para que estas reacciones se efectúen sin problema alguno, a la cantidad teórica de reactivos se debe añadir un exceso. Este exceso está regido por el grado de disociación:

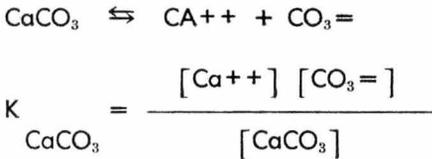


Cuya ecuación de equilibrio es:

$$K = \frac{[\text{Mg}^{++}] [\text{OH}^-]^2}{[\text{Mg(OH)}_2]}$$

El exceso conveniente es de 4 epm, para obtener una disociación mínima al desplazar la reacción hacia la izquierda.

Lo mismo se presenta con el carbonato de calcio, en donde:



Y se agrega un exceso de 1.1 epm de carbonato de sodio para suministrar más iones  $\text{CO}_3^{=}$  y lograr el desplazamiento deseado de la reacción.

En la mayoría de las instalaciones el precipitado se remueve floculando y asentando. Si el tratamiento se lleva a cabo a temperaturas elevadas que aceleran la reacción y la precipitación, el diámetro de los asentadores disminuye. A veces se utilizan el cloruro y el carbonato de bario para disminuir la concentración de sulfatos en la salmuera, aunque por cuestiones económicas en los sistemas de purificación de salmuera no se prevee ninguna eliminación de sulfatos puesto que el nivel de sulfatos de sodio en la salmuera de alimentación puede ser fácilmente y más económicamente controlado por purgas en la planta de evaporación de licor de celda. Las purgas de sulfatos deberán ser diseñadas para mantener el nivel de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  en la salmuera de alimentación menor a 5 g/l. Para reducir al mínimo la obstrucción del diafragma de las celdas se filtra la salmuera después del tratamiento. La salmuera tratada se emplea.

**Electrólisis.**—En la mayoría de los casos se logra el suministro de energía eléctrica al transformar la corriente alterna a directa por medio de una serie de rectificadores.

**Enfriamiento, secado y licuefacción de cloro.**—El cloro proveniente de las celdas sale a una temperatura aproximada de  $90^\circ\text{C}$  y contiene, además de vapor de agua en equilibrio con él, algunas gotitas de salmuera, algo de aire que se puede haber introducido al sistema e hidrógeno. La mayor parte del vapor de agua se separa al enfriar el gas poniéndolo en contacto indirecto con agua en un cambiador de tubos de titanio (a través de los cuales circula el agua) teniendo como límite  $56^\circ\text{F}$  que corresponde a la formación de hidrato de cloro. Casi toda la salmuera se elimina también durante esta operación.

El proceso de secado del cloro se lleva a cabo en una serie de torres donde el cloro fluye a contracorriente con el ácido sulfúrico. El ácido sulfúrico al 98% se introduce en la última torre (con respecto al flujo de cloro) y va a salir con una concentración del 50%. Se estima que la cantidad de ácido sulfúrico necesario es alrededor de 25 libras por tonelada de

cloro, y el cloro seco contiene menos de 0.5 mg de agua por litro. Después el cloro gaseoso comprimido pasa a una unidad de purificación que es una torre empacada donde se lava el cloro gaseoso con cloro líquido para eliminar materia orgánica de bajo punto de ebullición.

**Hidróxido de sodio (sosa).**—La evaporación del licor cáustico se lleva a cabo en evaporadores de triple efecto. Los evaporadores modernos circulan el licor rápidamente en cada efecto a través de un cambiador de calor de tubos y coraza externa. Conforme el contenido de sosa aumenta, la sal cristaliza y es separada del licor por decantación y filtración.

Los cristales de sal separados del licor cáustico se lavan para eliminar las trazas de sosa; se disuelven y se recirculan al sistema de salmuera.

**Hidrógeno.**—El hidrógeno gaseoso sale del electrolizador a una temperatura aproximada de 90°C (200°F), y un 36% de agua. Esta corriente se manda a un enfriador en donde después del intercambio de calor entre el hidrógeno y el agua de enfriamiento baja su temperatura a unos 30°C (110°F), y un 4% de agua. El hidrógeno fluye a un compresor en donde se comprime y queda listo para usarse como combustible en la planta, o bien para venderse en cilindros.

Esta descripción se ve complementada con un arreglo a escala de la planta (layout).

**Balance de materia:**

Capacidad de la planta: 90 000 ton/año. Para esta producción se requieren 10 electrolizadores de 11 celdas cada uno.

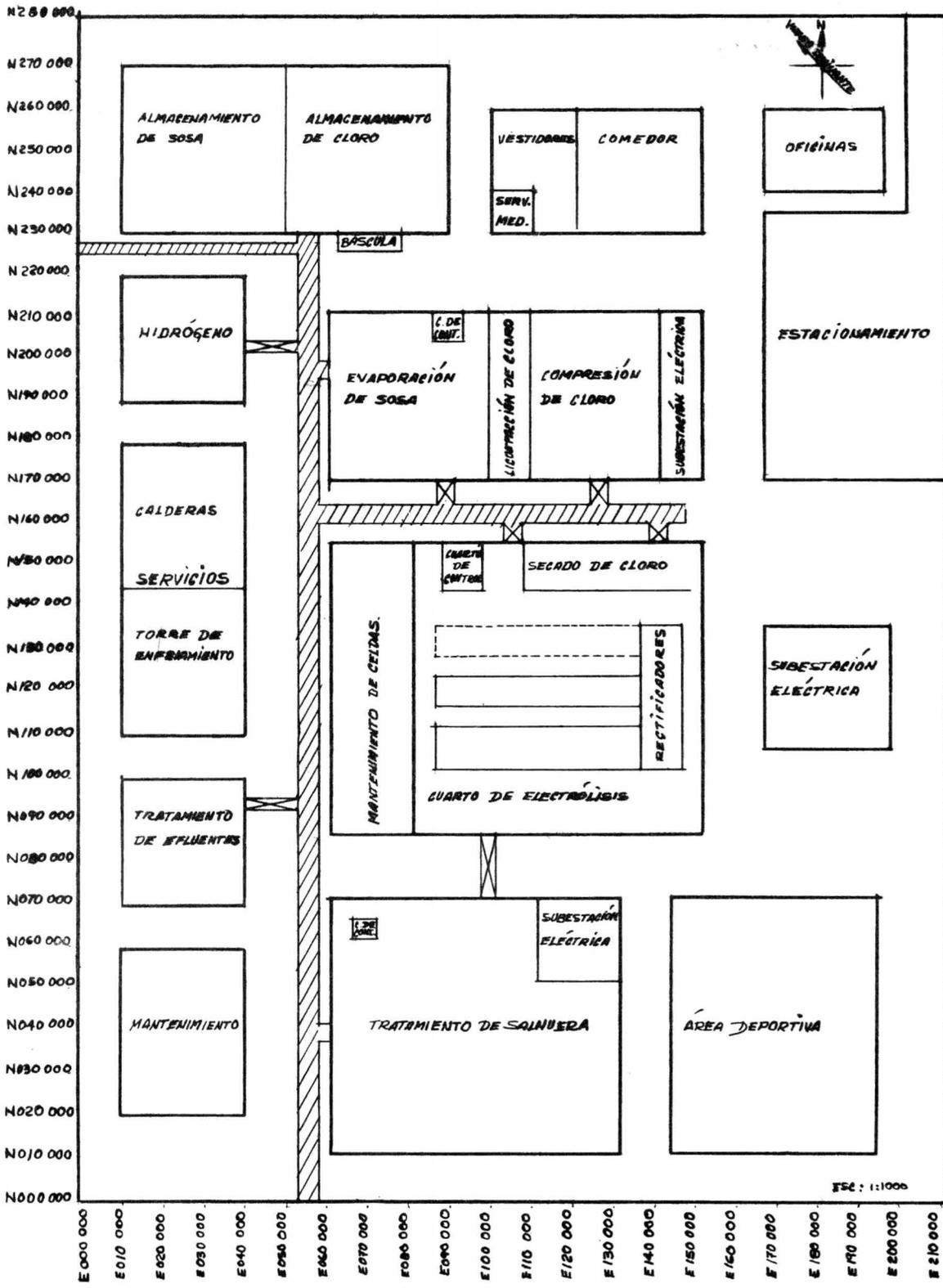
El 50% de la solución que se alimenta al electrolizador sufre la descomposición:



Esto corresponde a:

$$Q = 2\,276\,950 \frac{1}{\text{día}} \times 0.5 = 1\,138\,475 \frac{1}{\text{día}}$$

# PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL



La solución se encuentra saturada en cloruro de sodio (NaCl) conteniendo 322 g/l.

Por lo tanto se descomponen:

$$1\,138\,475 \frac{1}{\text{día}} \times 322 \frac{\text{g NaCl}}{1} = 366\,589\,000 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}}$$

$$366\,589\,000 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}} \times \frac{1\text{ kg}}{1\,000\text{ g}} \times \frac{1\text{ día}}{24\text{ h}} = 15\,275 \frac{\text{kg NaCl}}{\text{h}}$$

Se puede observar en las reacciones (A) y (B) que se necesitan dos moléculas de NaCl para obtener una de Cl<sub>2</sub>:

$$\frac{366\,589\,000 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}}}{2 \times 58.5 \frac{\text{g NaCl}}{\text{g mol}}} \times 71 \frac{\text{g Cl}_2}{\text{g mol}} = W_{\text{Cl}_2}$$

$$W_{\text{Cl}_2} = 222\,459\,991.5 \frac{\text{g Cl}_2}{\text{día}}$$

De las ecuaciones (A) y (D) la relación de NaCl a NaOH es de uno a uno:

1

$$\frac{366\,589\,000 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}}}{5.85 \frac{\text{g NaCl}}{\text{g mol}}} \times 40 \frac{\text{g NaOH}}{\text{g mol}} = W_{\text{NaOH}}$$

$$W_{\text{NaOH}} = 250\,659\,145 \frac{\text{g NaOH}}{\text{día}}$$

Se ve que se obtiene una molécula de H<sub>2</sub> por cada dos de NaCl descompuestas. Ecuaciones (A) y (E).

$$\frac{366\,598\,000 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}}}{2 \times 58.5 \frac{\text{g NaCl}}{\text{g mol}}} \times 2 \frac{\text{g H}_2}{\text{g mol}} = W_{\text{H}_2}$$

$$W_{\text{H}_2} = 6\,266\,479 \frac{\text{g H}_2}{\text{día}}$$

A continuación se tratarán las corrientes de: cloro, hidrógeno y sosa por separado.

**Corriente de cloro:**

El análisis en base seca de la corriente de cloro que sale del electrolizador es la siguiente:

Componente	% volumen
Cl <sub>2</sub>	97.0
H <sub>2</sub>	0.2
CO <sub>2</sub>	1.0
O <sub>2</sub>	1.8
	100.0%

Las condiciones a la salida del electrolizador son:

$$P_{\text{tot}} = 734.15 \text{ mm Hg (14.2 psia)}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = 525.28 \text{ mm Hg (10.16 psia)}$$

$$T = 90^\circ\text{C (197}^\circ\text{F)}$$

$$\rho_{\text{Cl}_2} = 2.30 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Considerando que la corriente sale saturada en agua:

$$\% \text{ vol H}_2\text{O} = \frac{P}{P_{\text{tot}}} \times 100 = \frac{525.28}{734.15} = 71.5 \%$$

En base a esto sacamos el análisis en base húmeda:

$$\begin{array}{rcl} 100 - 71.5 & = & 28.5 \quad \% \\ \text{Cl}_2: & 97.0 \times 0.285 & = 27.64 \quad \% \text{ vol} \\ \text{H}_2: & 0.2 \times 0.285 & = 0.06 \quad '' \\ \text{CO}_2: & 1.0 \times 0.285 & = 0.29 \quad '' \\ \text{O}_2: & 1.8 \times 0.285 & = 0.51 \quad '' \\ \text{H}_2\text{O}: & & = 71.50 \quad '' \\ & & \hline & & 100.00 \quad \% \text{ vol} \end{array}$$

El gasto volumétrico del cloro puro es:

$$Q_{\text{Cl}_2} = \frac{222\,459\,991.5 \text{ g Cl}_2}{\text{día}} = 96\,608\,327 \frac{1 \text{ Cl}_2}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{Cl}_2} = \frac{2.30}{1} \frac{\text{g Cl}_2}{\text{día}}$$

Como esto representa el 27.64%, la corriente total será:

$$Q_{\text{tot}} = \frac{96\,608\,327 \frac{1}{\text{día}}}{0.2764} = 349\,523\,614.5 \frac{1}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{H}_2} = 349\,523\,614.5 \times 0.0006 = 209\,714 \frac{1}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 349\,523\,614.5 \times 0.0029 = 1\,013\,618 \frac{1}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{O}_2} = 349\,523\,614.5 \times 0.0051 = 1\,782\,570.5 \frac{1}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 349\,523\,614.5 \times 0.7150 = 24\,990\,938.4 \frac{1}{\text{día}}$$

Las densidades de estos componentes a las condiciones de salida del electrolizador son:

$$\rho_{\text{Cl}_2} = 2.30 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{H}_2} = 0.065 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{CO}_2} = 1.43 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{O}_2} = 1.04 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 0.58 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Los gastos en masa correspondientes son:

$$\text{Cl}_2: \quad 96\,608\,326.5 \frac{1}{\text{día}} \times 2.3 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 222\,199\,152 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$\text{H}_2: \quad 209\,714 \frac{1}{\text{día}} \times 0.065 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 13\,631.4 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$\text{CO}_2: \quad 1\,013\,618 \frac{1}{\text{día}} \times 1.43 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 1\,449\,474.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$\text{O}_2: \quad 1\,782\,570.5 \frac{1}{\text{día}} \times 1.04 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 1\,853\,873 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$\text{H}_2\text{O}: \quad 24\,990\,938.4 \frac{\text{l}}{\text{día}} \times 0.58 \frac{\text{g}}{\text{l}} = 144\,947\,443 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$


---


$$W_{\text{tot}} = 370\,463\,573.9 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Las condiciones a la salida del enfriador son:

$$T = 13^\circ\text{C}$$

$$P_t = 734.15 \text{ mm Hg}$$

$$P^\circ_{\text{H}_2\text{O}} = 10.86 \text{ mm Hg}$$

$$p_{\text{Cl}_2} = 2.92 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$p_{\text{CO}_2} = 1.81 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$p_{\text{H}_2} = 0.08 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$p_{\text{O}_2} = 1.31 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$p_{\text{HO}_2} = 0.74 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\% \text{ Vol H}_2\text{O} = \frac{P^\circ}{P_{\text{tot}}} \times 100 = \frac{10.86}{734.15} \times 100 = 1.5\%$$

La cantidad de cloro que sale del enfriador no se conoce puesto que parte del cloro que entra se solubiliza en el agua que se condensa (cantidad que tampoco se conoce); para obtenerla se recurrió al siguiente método iterativo de cálculo:

- 1) Se supone el análisis a la salida (de éste sólo se conoce el % en volumen que debe corresponder al agua).
- 2) En base a esto se calcula el agua remanente y el agua que se condensa.
- 3) Con el agua que se condensa se obtiene el cloro que se solubiliza y el cloro que permanece en la corriente de proceso.

- 4) Se obtiene un análisis en base seca y posteriormente el de base húmeda. Si éste no converge de cierto rango con el análisis supuesto, se repite el procedimiento.

**Primer tanteo:**

Componente	% vol PM	% peso
Cl <sub>2</sub>	95.55 × 71 = 6 784.05 =	98.155
H <sub>2</sub>	0.19 × 2 = 0.38 =	0.155
CO <sub>2</sub>	0.98 × 44 = 43.12 =	0.624
O <sub>2</sub>	1.78 × 32 = 56.96 =	0.825
H <sub>2</sub> O	1.50 × 18 = 27.00 =	0.392
	<u>6 911.51 =</u>	<u>100.000 %</u>

**Agua remanente**

Como la solubilidad del oxígeno en el agua con respecto a la del cloro es menor, se supone que el gasto en masa del oxígeno en la corriente del proceso permanece constante.

$$W_{\text{H}_2\text{O}(\text{rem})} = \frac{1\,953\,873 \frac{\text{g O}_2}{\text{día}}}{0.825} \times 0.391 = 876\,623.5 \frac{\text{g H}_2\text{O}}{\text{día}}$$

**Agua que se condensa**

$$W_{\text{H}_2\text{O}(\text{cond})} = 144\,947\,443 - 876\,623.5 \frac{\text{g}}{\text{día}} = 144\,068\,819.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}(\text{efl})} = \frac{144\,068\,819.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}}{1\,000 \frac{\text{g}}{1}} = 144\,068.82 \frac{1}{\text{día}}$$

**Cloro que se solubiliza**

$$W_{\text{Cl}_2} = 144\,068.82 \frac{1}{\text{día}} \times 2.66 \frac{\text{g}}{1} = 383\,233 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

**Cloro en la corriente de proceso a la salida del enfriador**

$$W_{Cl_2} = 222\,199\,152 \frac{g}{día} - 383\,223 \frac{g}{día} = 221\,815\,929 \frac{g\ Cl_2}{día}$$

$$Q_{Cl_2} = \frac{221\,815\,929 \frac{g}{día}}{2.92 \frac{g}{l}} = 75\,964\,359.5 \frac{l\ Cl_2}{día}$$

**Análisis en base seca**

Componente	Q ( $\frac{l}{día}$ )	% vol
Cl <sub>2</sub>	75 964 359.5	95.09
H <sub>2</sub>	1 703 925.0	2.14
CO <sub>2</sub>	800 814.5	1.00
O <sub>2</sub>	1 415 170.0	1.77
	<hr/>	<hr/>
	79 884 269 $\frac{l}{día}$	100.00 %

**Análisis en base húmeda**

Componente	% vol	% peso
Cl <sub>2</sub>	93.66	98.08
H <sub>2</sub>	2.11	0.06
CO <sub>2</sub>	0.99	0.64
O <sub>2</sub> ○	1.74	0.82
H <sub>2</sub>	1.50	0.40
	<hr/>	<hr/>
	100.00 % vol	100.00 % peso

**Segundo tanteo**

Tomando el análisis anterior como el supuesto para este tanteo:

**Agua remanente**

$$W = \frac{1\,953\,873}{0.82} \times 0.40 = 904\,328.5 \frac{g\ H_2O}{día}$$

**Agua que se condensa**

$$W = 144\,947\,443 - 904\,328.5 = 144\,043\,114.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{144\,043\,114.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}}{1\,000 \frac{\text{g}}{1}} = 144\,043.11 \frac{1}{\text{día}}$$

**Cloro que se solubiliza**

$$W_{\text{Cl}_2} = 144\,043.11 \frac{1}{\text{día}} \times 2.66 \frac{\text{g}}{1} = 383\,154.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

**Cloro que sale del enfriador en la corriente de proceso**

$$W_{\text{Cl}_2} = 222\,199\,152 - 383\,154.5 = 221\,815\,997.5 \frac{\text{g Cl}_2}{\text{día}}$$

$$Q_{\text{Cl}_2} = \frac{221\,815\,997.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}}{2.92 \frac{\text{g}}{1}} = 75\,964\,382.5 \frac{1 \text{ Cl}_2}{\text{día}}$$

**Análisis en base seca**

Componente	Q ( $\frac{1}{\text{día}}$ )	% vol
Cl <sub>2</sub>	75 964 382.5	95.09
H <sub>2</sub>	1 703 925.0	2.14
CO <sub>2</sub>	800 814.5	1.00
O <sub>2</sub>	1 415 170.0	1.77
	<hr/>	<hr/>
	79 884 291 $\frac{1}{\text{día}}$	100.00 %

**Análisis en base húmeda**

Componente	% vol	% peso
Cl <sub>2</sub>	93.66	98.08
H <sub>2</sub>	2.11	0.06
CO <sub>2</sub>	0.99	0.64
O <sub>2</sub>	1.74	0.82
H <sub>2</sub> O	1.50	0.40
	100.00 % vol	100.00 % peso

La composición no varía con respecto a la supuesta, por lo que hemos alcanzado la respuesta deseada y podemos seguir adelante.

La corriente de salida tendrá la siguiente composición:

W <sub>Cl<sub>2</sub></sub>	=	221 815 997.5	$\frac{\text{g}}{\text{día}}$
W <sub>H<sub>2</sub></sub>	=	136 314.0	"
W <sub>CO<sub>2</sub></sub>	=	1 449 474.5	"
W <sub>O<sub>2</sub></sub>	=	1 853 873.0	"
W <sub>H<sub>2</sub>O</sub>	=	904 328.5	"
W <sub>tot</sub>	=	226 159 987.5	$\frac{\text{g}}{\text{día}}$

**Balance de agua en el secador**

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \times 0.02 + 904\,328.5 \frac{\text{g}}{\text{día}} = \text{H}_2\text{SO}_4 \times 0.5$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 (0.5 - 0.02) = 904\,328.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{904\,328.5 \frac{\text{g}}{\text{día}}}{0.48}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 1\,884\,017.7 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

En este equipo se elimina por completo el agua de la corriente de cloro del proceso.

**Corriente de salmuera**

El análisis de la salmuera de pozo es:

	ppm
Na <sup>+</sup>	121 865
Ca <sup>++</sup>	1 704
Mg <sup>++</sup>	333
Cl <sup>-</sup>	189 082
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	2 965

Para no perjudicar a las celdas, debe eliminarse todo el calcio y magnesio, por lo que se somete a la salmuera a un tratamiento de sosa y carbono de sodio:



Los equivalentes químicos de los iones de las sustancias que intervienen en estas reacciones son:

$$\text{Ca}^{++} \quad \frac{40}{2} = 20$$

$$\text{Mg}^{++} \quad \frac{24}{2} = 12$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 \quad \frac{106}{2} = 53$$

$$\text{Na}^+ \quad 23$$

$\text{Cl}^-$		35.5
$\text{SO}_4^{=}$	$\frac{96}{2}$	= 48
NaOH		40
$\text{CaCO}_3$	$\frac{100}{2}$	= 50
$\text{Mg(OH)}_2$	$\frac{58}{2}$	= 29
$\text{Na}_2\text{SO}_4$	$\frac{142}{2}$	= 71

Con estos datos se calculan los equivalentes por millón de reactivos que se necesitan, sabiendo que se requiere un equivalente por millón de carbonato de sodio por cada equivalente por millón de calcio y un epm de sosa por cada epm de iones magnesio. Además se debe adicionar un exceso de 1.1 epm de carbonato de sodio y 4 epm de sosa, según se ha mencionado.



$$\frac{1704 \text{ ppm de Ca}^{++}}{\frac{20 \text{ ppm de Ca}^{++}}{\text{epm}}} = 85.2 \text{ epm de Ca}^{++}$$

$$85.2 + 1.1 = 86.3 \text{ epm de Na}_2\text{CO}_3$$



$$\frac{33 \text{ ppm de Mg}^{++}}{\frac{12 \text{ ppm de Mg}^{++}}{\text{epm}}} = 27.75 \text{ epm de Mg}^{++}$$

$$27.75 + 4.0 = 31.75 \text{ epm de NaOH}$$

Para obtener estas cantidades en gramos por litro, se multiplica por el equivalente y se divide entre 1 000:

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = \frac{86.3 \text{ epm} \times 53 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}}{1000 \frac{\text{mg}}{\text{g}}} = 4.57 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\text{NaOH} = \frac{31.75 \text{ epm} \times 40 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}}{1000 \frac{\text{mg}}{\text{g}}} = 1.27 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Ya que se necesitan:

$$2\,276\,950 \frac{1 \text{ de salmuera}}{\text{día}}$$

$\text{Na}_2\text{CO}_3$ :

$$4.57 \frac{\text{g Na}_2\text{CO}_3}{1} \times 2\,276\,950 \frac{1}{\text{día}} = 10\,405\,662 \frac{\text{g Na}_2\text{CO}_3}{\text{día}}$$

$$1.27 \frac{\text{g NaOH}}{1} \times 2\,276\,950 \frac{1}{\text{día}} = 2\,891\,727 \frac{\text{g NaOH}}{\text{día}}$$

### Composición de la salmuera a la salida del tratamiento:

$\text{Na}^+$ : Corresponde a la cantidad que entró con la salmuera más lo producido en las reacciones, o sea un equivalente más por cada equivalente de iones calcio y magnesio que se tenían antes del tratamiento:

$$\frac{121\,865 \text{ ppm}}{23 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}} + 85.2 + 27.75 = 5\,711 \text{ epm de Na}^+$$

$\text{Cl}^-$ : Corresponde a los equivalente que tenía la salmuera original:

$$\frac{189 \text{ ppm}}{35.5 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}} = 5\,326 \text{ epm de Cl}^-$$

$\text{SO}_4^{2-}$ : Corresponde a los equivalentes que se tenían antes del tratamiento:

$$\frac{2\,965 \text{ ppm}}{48 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}} = 62 \text{ epm de SO}_4=$$

o sea que:

cationes.	aniones.
5 411	5 326 + 62
	5 388

La cantidad de cationes es ligeramente mayor a la de aniones.

Para continuar el balance de materia, se supone que todos los iones cloruro están formando cloruro de sodio y que todos los iones sulfato forman sulfato de sodio.

NaCl:

$$5\,232 \text{ epm} \times 58.5 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}} = 313\,325.5 \text{ ppm de NaCl} = 313.32 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>:

Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>:

$$62 \text{ epm} \times 71 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}} = 4\,402 \text{ ppm de Na}_2\text{SO}_4 = 4.402 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{día}}$$

Por día tenemos:

$$\begin{aligned} 2\,276\,950 \frac{\text{l de salmuera}}{\text{día}} \times 313.32 \frac{\text{g NaCl}}{\text{l}} \\ = 713\,804\,058 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 2\,276\,950 \frac{\text{l de salmuera}}{\text{día}} \times 4.40 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{l}} \\ = 9\,985\,095 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{día}} \end{aligned}$$

Análisis en base húmeda de la salmuera a la salida del tratamiento:

Componente	Gasto $\frac{g}{día}$	% Peso
NaCl	713 804 058	26.11
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	9 985 095	0.37
H <sub>2</sub> O	$\frac{12\ 009\ 909\ 304}{12\ 733\ 698\ 456}$	$\frac{73.52}{100.00}$

Posteriormente pasa a un intercambiador de calor en donde adquiere una temperatura de 70°C a la cual una solución saturada de cloruro de sodio contiene 322  $\frac{g}{l}$ ; esta concentración se alcanza en el restaurador.

#### Corriente de Hidrógeno

El análisis en base húmeda de la corriente de hidrógeno que sale del electrolizador es la siguiente:

Componente	% volumen
H <sub>2</sub>	64.33
H <sub>2</sub> O	35.67
	<hr/>
	100.00 %

Las condiciones a la salida del electrolizador son:

$$T = 90^{\circ}\text{C} (194^{\circ}\text{F})$$

$$\rho_{H_2} = 0.065 \frac{g}{l}$$

$$\rho_{H_2O} = 0.58 \frac{g}{l}$$

Gastos:

$$W_{H_2} = 6\ 266\ 479 \frac{g}{día}$$

$$Q_{H_2} = 6\,266\,479 \frac{\text{g}}{\text{día}} \times \frac{1}{0.065} = 53\,456\,410 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$Q_{H_2O} = 6\,266\,479 \frac{\text{g } H_2}{\text{día}} \times \frac{1}{0.065} \times \frac{35.67}{64.33} = 53\,456\,410 \frac{\text{g } H_2O}{\text{día}}$$

$$W_{H_2O} = 53\,456\,410 \frac{\text{g } H_2O}{\text{día}} \times 0.58 = 31\,004\,718 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Las condiciones a la salida del condensador son:

$$T = 25^\circ\text{C} (77^\circ\text{F})$$

$$P_t = 734.15 \text{ mm Hg} (14.2 \text{ psia})$$

$$\rho_{H_2} = 0.078 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

$$\rho_{H_2O} = 0.070 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

Análisis en base húmeda:

Componente	% volumen
H <sub>2</sub>	96.37
H <sub>2</sub> O	3.63
	<hr/> 100.00 %

Gastos:

$$W_{H_2} = 6\,266\,479 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$Q_{H_2} = 96\,407\,369.23 \frac{\text{l}}{\text{día}}$$

$$Q_{H_2O} = 6\,266\,479 \frac{\text{g } H_2}{\text{día}} \times \frac{1}{0.078} \frac{1}{\text{g}} \times \frac{3.63}{96.37}$$

$$= 3\,026\,173 \frac{1 \text{ } H_2O}{\text{día}}$$

$$W_{H_2O} = 3\,026\,173 \frac{1 \text{ } H_2O}{\text{día}} \times 0.70 \frac{\text{g}}{1}$$

$$= 2\,118\,321 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Agua que se condensó:

$$W_{H_2O} = 31\,004\,718 - 2\,118\,321 = 28\,886\,397 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$Q_{H_2O} = 28\,886\,397 \frac{\text{g } H_2O}{\text{día}} \times \frac{1}{1\,000} \frac{1}{\text{g}} = 28\,886.40 \frac{1}{\text{día}}$$

El hidrógeno ya seco se manda a la sección de la caldera para ser usado como combustible.

### Corriente de Sosa.

El análisis en base húmeda de la corriente de sosa que sale del electrolizador es el siguiente:

Componente	Gasto ( $\frac{\text{g}}{\text{día}}$ )	% peso
NaOH	250 659 145	10.06
NaCl	366 589 000	14.71
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10 668 085	0.42
H <sub>2</sub> O	1 864 651 814	74.81
	<hr/> 2 592 568 044	<hr/> 100.00 %

Después de pasar por las secciones de evaporación y centrifugación se obtiene un producto con las siguientes características:



Componente	% peso.
NaOH	49.800
NaCl	1.000
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	0.100
Fe	0.001
H <sub>2</sub> O	49.099
	<hr/>
	100.000%

Los gastos son

$$W_{\text{NaOH}} = 250\,659\,145 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$W_{\text{NaCl}} = 250\,659\,145 \times \frac{1}{49.8} = 5\,033\,316.16 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$W_{\text{Na}_2\text{SO}_4} = 250\,659\,145 \times \frac{0.1}{49.8} = 503\,331.161 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$W_{\text{Fe}} = 250\,659\,145 \times \frac{0.001}{49.8} = 5\,033.32 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$W_{\text{H}_2\text{O}} = 250\,659\,145 \times \frac{49.099}{49.8} = 247\,130\,790.3 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Las otras corrientes que se obtienen corresponden a: una purga de sulfatos y una corriente que recircula cloruro de sodio con algo de sulfatos al restaurador; el cálculo se presenta en la sección de purgas alcalinas.

Pa resumir este balance de las corrientes de proceso, se puede observar el diagrama que se incluye.

#### LISTA DE LINEAS:

- 1.—Salmuera de pozo.
- 2.—Salmuera tratada.
- 3.—Carbonato de sodio como reactivo para el tratamiento.
- 4.—Salmuera saturada.
- 5.—Cloro del electrolizador.
- 6.—Cloro que sale del condensador.
- 7.—Cloro seco.
- 8.—Cloro seco comprimido.

- 9.—Hidrógeno del electrolizador.
- 10.—Hidrógeno que sale del condensador.
- 11.—Agua con cloro que sale del condensador.
- 12.—Sosa 50 % como reactivo para el tratamiento.
- 13.—Cáustica del electrolizador.
- 14.—Producción total de sosa 50 %.
- 15.—Sosa 50 % a almacenamiento.
- 17.—Solución del cloruro de sodio recirculada.

Se ha separado el balance general del balance de efluentes que se efectúa en el capítulo IV para mayor claridad del tema.

## I V

### EFLUENTES EN SISTEMA DE SALMUERA

Descripción del sistema de salmuera

Memoria de cálculo

Diagrama de flujo de proceso.

#### Efluentes en salmuera.

En el reactor de tratamiento de salmuera para la eliminación de los iones  $\text{Ca}^{++}$  y  $\text{Mg}^{++}$  se obtiene un precipitado que se separa posteriormente por decantación y constituye el efluente de esta sección.

Esta corriente tiene como componentes principales:  $\text{CaCO}_3$ ,  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  con un pH entre 10 y 11.

De acuerdo con el "Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación de Aguas", la cantidad máxima de sólidos que puede contener un efluente que se descargue en aguas de río es de 1.0 ml/l y su pH debe encontrarse entre 4.5 y 10.

Ya que este efluente no cumple con estas características deberá someterse a tratamiento antes de ser eliminado.

La solución de este problema se estudiará en el capítulo V.

#### Memoria de cálculo.

Debido al tratamiento a que se somete la salmuera obtenemos precipitados de calcio y magnesio  $\text{CaCO}_3$  y  $\text{Mg}(\text{OH})_2$  que corresponden a los lodos de esta sección



La cantidad de lodos resultantes es:

CaCO<sub>3</sub>.—En la reacción (A) se puede observar que se produce una mol de carbonato de calcio por cada mol de iones calcio que tenga la salmuera del pozo; del análisis de la salmuera original se tiene:

$$\text{Ca}^{++} = \frac{1\,704 \text{ ppm}}{20 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}} = 82.5 \text{ epm de Ca}^{++}$$

los que después del tratamiento proporcionan 85.2 epm de CaCO<sub>3</sub>.

$$\begin{aligned} 82.5 \text{ epm de CaCO}_3 &\times \frac{50 \text{ ppm de CaCO}_3}{\text{epm de CaCO}_3} \\ &= 4\,260 \text{ ppm de CaCO}_3 = 4.3 \frac{\text{g de CaCO}_3}{1} \end{aligned}$$

En cuanto al ión Mg<sup>++</sup>, se sabe que la salmuera contiene:

$$\text{Mg}^{++} = \frac{333 \text{ ppm}}{12 \frac{\text{ppm}}{\text{epm}}} = 27.75 \text{ epm de Mg}^{++}$$

en los lodos del tratamiento se tendrán: 27.75 epm de Mg(OH)<sub>2</sub>.

$$\begin{aligned} 27.75 \text{ epm de Mg(OH)}_2 &\times \frac{29 \text{ ppm de Mg(OH)}_2}{\text{epm de Mg(OH)}_2} \\ &= 804.75 \text{ ppm de Mg(OH)}_2 = 0.81 \frac{\text{g de Mg(OH)}_2}{1} \end{aligned}$$

Como se tienen:

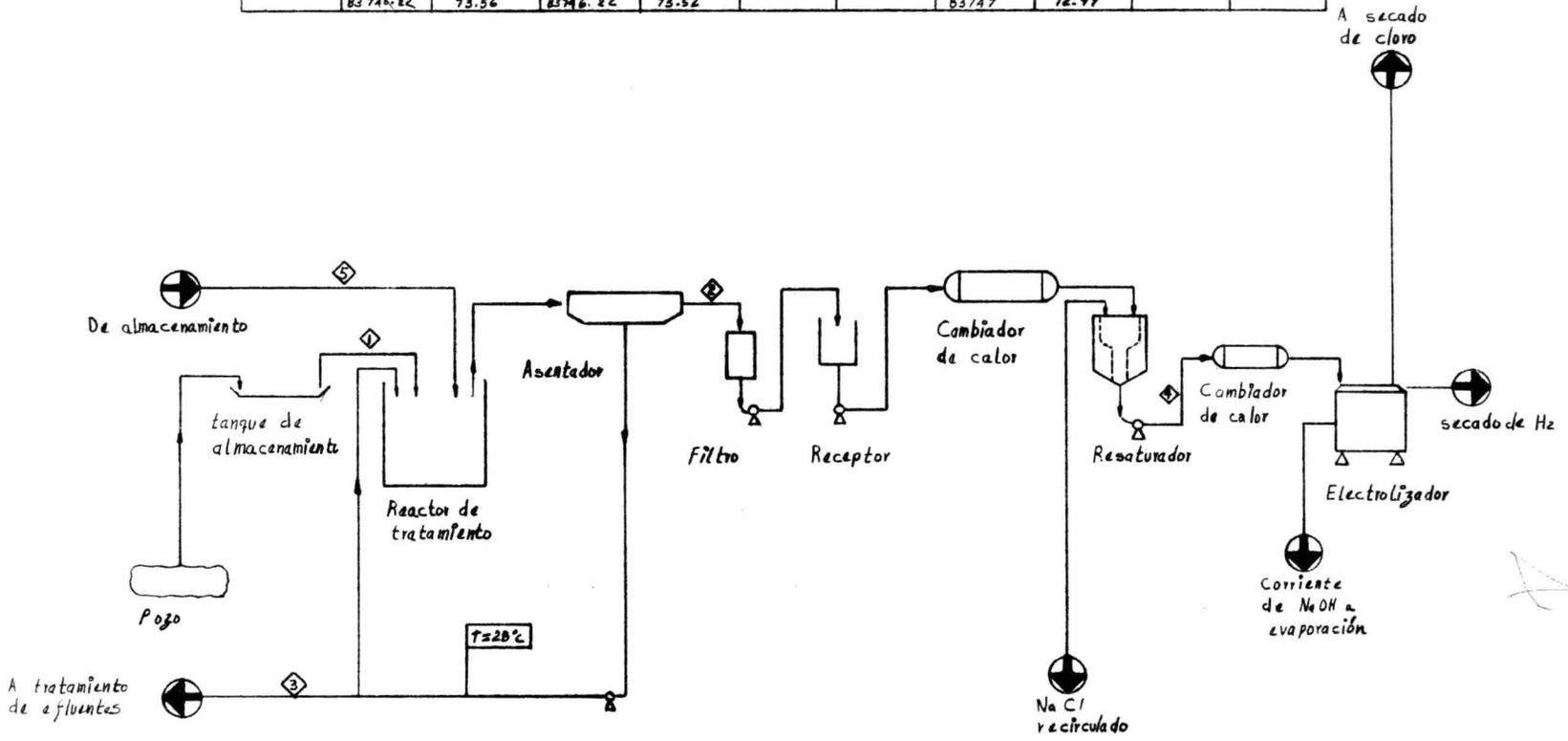
$$2\,276\,950 \frac{1 \text{ de salmuera}}{\text{día}}$$

CaCO<sub>3</sub>:

$$4.3 \frac{\text{g}}{1} \times 2\,276\,950 \frac{1}{\text{día}} = 10\,724\,405 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Mg(OH)<sub>2</sub>:

Na de ambiente		113 847.50		118 847.50		603.32		114 727.6		529.32	
W (Kg/h)	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	
Na Cl	29 406.80	25.83	29 741.92	26.11	7.93	1.31	30 565.32	26.04			
Na OH	171.86	0.15			2.64	0.44					
Ca CO <sub>3</sub>	125.24	0.11			446.85	74.08					
Mg CO <sub>3</sub>	378.46	0.35			9.08	1.50					
Mg (OH) <sub>2</sub>					76.46	12.67					
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>					23.50	3.89					
H <sub>2</sub> O			416.04	0.37	36.86	6.11	416.04	0.36			
									84.84	10.36	
									474.48	89.64	
	83 746.22	73.56	83 746.22	73.52			83 747	72.99			



$$0.81 \frac{\text{g}}{\text{l}} \times 2\,276\,950 \frac{\text{l}}{\text{día}} = 1\,834\,982 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

Tomando en cuenta esto, se encuentra que la composición del efluente final es la siguiente:

Componente	Gasto ( $\frac{\text{g}}{\text{día}}$ )	% peso
NaCl	190 126	1.31
H <sub>2</sub> O	884 722	6.11
NaOH	63 375	0.44
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	564 042	3.89
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	218 011	1.50
CaCO <sub>3</sub>	10 724 405	74.08
Mg(OH) <sub>2</sub>	1 834 982	12.67
	<hr/>	<hr/>
	14 479 663	100.00 %

La densidad de la mezcla es de:

$$1.20 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1\,200 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

por lo que el gasto volumétrico que se tiene es de:

$$14\,479\,663 \frac{\text{g}}{\text{día}} \times \frac{1}{1\,200 \text{ g}} = 12\,066.38 \frac{\text{l}}{\text{día}} = 2.21 \text{ gpm}$$

#### **LISTA DE LINEAS.**

- 1.—Salmuera de pozo
- 2.—Salmuera tratada.
- 3.—Lodos de tratamiento.
- 4.—Salmuera saturada.
- 5.—Carbonato de sodio como reactivo para el tratamiento.

#### **V**

#### **EFLUENTES EN SECADO DE CLORO**

Descripción del sistema de secado de cloro

Memoria de cálculo

Diagrama de flujo de proceso.

### Secado de cloro

En el secado de cloro se tiene como primer efluente el agua que se condensa de la corriente que sale del electrolizador y que lleva cloro disuelto. La cantidad de cloro que contiene es de 2.66 g/l por lo que puede ser utilizada para potabilizar agua dentro de la misma planta.

El segundo efluente de esta sección se encuentra en el ácido sulfúrico diluido que se obtiene al quedar completamente seca la corriente de cloro. La cantidad de ácido sulfúrico proporciona a la corriente un pH muy bajo que no se ajusta al rango permitido por la Secretaría de Salubridad y Asistencia para poder tirarlo.

Por el momento no se puede definir que es lo que va a hacerse con esta corriente. Más adelante se mencionarán las diversas alternativas que pueden tomarse.

### Memoria de cálculo.

En el balance general se había efectuado el cálculo del ácido sulfúrico que se necesitaba, que corresponde a 1 884 017.7  $\frac{\text{g}}{\text{día}}$  pero esto si la pureza fuera del 100 %; entra a una concentración de 98 % que equivale a:

$$\frac{1\ 884\ 017.7}{0.98} = 1\ 992\ 467.04 \frac{\text{g}}{\text{día}} \text{ de H}_2\text{SO}_4 \text{ 98 \%}$$

y al absorber agua para dejar seca la corriente de cloro gaseoso, sale a una concentración de 50 % y esto corresponde al efluente que se debe manejar en la zona de tratamiento.

$$\frac{1\ 884\ 017.70}{0.5} = 3\ 768\ 035.40 \frac{\text{g}}{\text{día}} \text{ de H}_2\text{SO}_4 \text{ 50 \%}$$

A las condiciones de salida:

$$T = 60^\circ\text{F} = 15.55^\circ\text{C}$$

$$P = 760 \text{ mm Hg} = 14.7 \text{ psia}$$

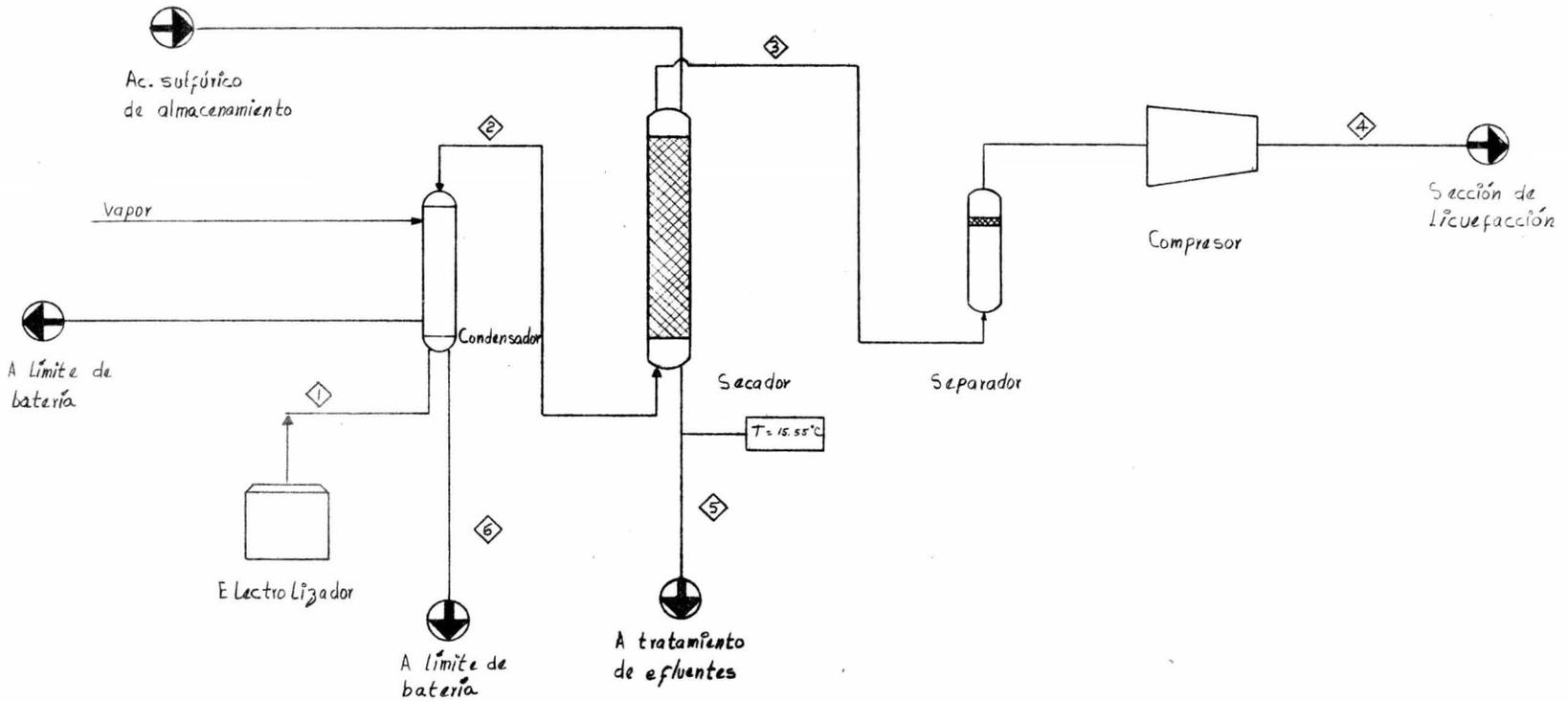
la densidad de la solución es de

$$\rho = 1.399 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1399 \frac{\text{g}}{\text{l}}$$

o sea que el volumen de efluente a manejar es de:

$$3\ 768\ 035.40 \frac{\text{g}}{\text{día}} \times \frac{1}{1\ 399} \frac{\text{l}}{\text{g}} = 2\ 693.37 \frac{\text{l}}{\text{día}} = 0.49 \text{ gpm}$$

No. corriente	①		②		③		④		⑤		⑥	
W (Kg/h)	15 435.98		9 418.22		9 380.54		9 380.54		1 57.00		6 017.76	
	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso
Cl <sub>2</sub>	9258.29	59.98	9242.33	78.12	9242.33	78.53	9242.33	98.53			15.76	0.27
H <sub>2</sub>	0.57	0.00	0.57	0.00	0.57	0.00	0.57	0.00				
CO <sub>2</sub>	60.39	0.39	60.39	0.64	60.39	0.65	60.39	0.65				
O <sub>2</sub>	77.24	0.50	77.24	0.82	77.24	0.82	77.24	0.82				
H <sub>2</sub> O	6037.47	39.13	37.68	0.42					78.50	50	6001.60	99.73
H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>									78.50	50		



### LISTA DE LINEAS

- 1.—Cloro del electrolizador
- 2.—Cloro que sale del condensador
- 3.—Cloro seco
- 4.—Cloro seco comprimido
- 5.—Acido Sulfúrico diluído
- 6.—Agua con Cloro del condensador.

### V I

#### PURGAS ALCALINAS

Descripción de la corriente de sosa  
Memoria de cálculo  
Diagrama de flujo de proceso

#### Purgas Alcalinas.

Antes de recircular el cloruro de sodio que se separa de la corriente de sosa, se debe purgar para eliminar gran parte de los sulfatos que podrían afectar la operación del electrolizador; esto se efectúa en la centrífuga.

En la corriente de salmuera después del tratamiento se sabe por el cálculo hecho en el balance general de materia que se tienen 4.4 g/l.

Lo recomendable sería tener como máximo 5 gpl por lo que se puede recircular:

$$5 \text{ gpl} - 4.4 \text{ gpl} = 0.6 \text{ gpl}$$

Esta purga corresponde a una solución que contiene sulfatos, cloruro de sodio y algo de sosa; la cantidad de cloruro que se tira se encuentra en una relación de 6 a 1 con respecto a la de sulfatos y representa una pérdida significativa en esta clase de plantas.

La temperatura de salida de este efluente es de 90°C y su pH es superior a 10. Ya que estas condiciones exceden a las permitidas por la ley de contaminación a la zona de tratamiento.

#### Memoria de cálculo.

Se sabe que se puede recircular un cantidad equivalente a 0.6 gpl de sulfatos:

$$1\ 138\ 475 \frac{1 \text{ salmuera}}{\text{día}} \times 0.6 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{1 \text{ salmuera}}$$

$$= 683\,085 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{día}}$$

Del balance general de materia se sabe que de la corriente de producto de sosa se han separado:

$$361\,555\,684 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}} \quad \text{y} \quad 4\,992\,547 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{día}}$$

Como solamente se puede recircular la cantidad calculada, se han de tirar:

$$4\,992\,547 - 683\,085 = 4\,309\,462 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{día}}$$

Como la relación de pérdida de cloruros a sulfatos es de 6:1 se tiran:

$$4\,309\,462 \frac{\text{g Na}_2\text{SO}_4}{\text{día}} \times 6 \frac{\text{g NaCl}}{\text{g Na}_2\text{SO}_4} = 25\,856\,772 \frac{\text{g NaCl}}{\text{día}}$$

O sea que la composición del efluente será:

Componente	Gasto ( $\frac{\text{g}}{\text{día}}$ )	% peso
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4 309 462	14.29
NaCl	25 856 772	35.71
	<hr/>	<hr/>
	30 166 234	100.00 %

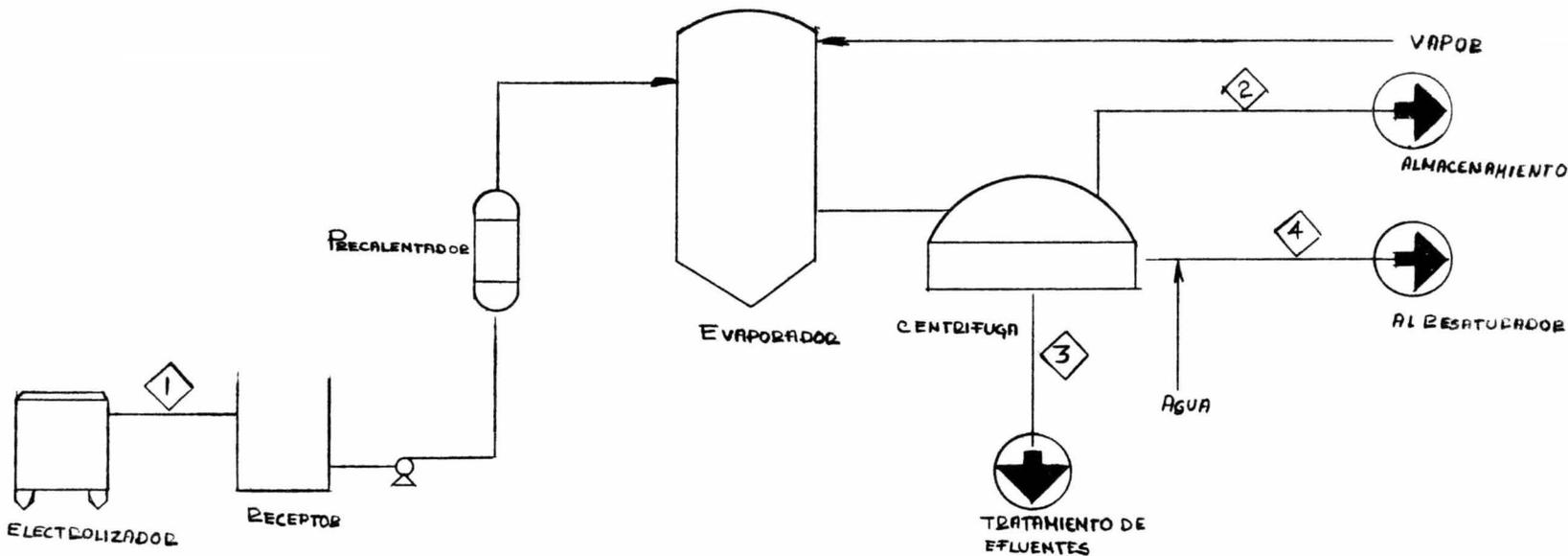
La composición en base húmeda es de:

Componente	Gasto ( $\frac{\text{g}}{\text{día}}$ )	% peso
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	4 309 462	2.98
NaCl	25 856 772	17.89
H <sub>2</sub> O	114 368 159	79.13
	<hr/>	<hr/>
	144 534 393	100.00 %

La densidad de esta mezcla es de:

$$1.187 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1187 \frac{\text{g}}{1}$$

No CORRIENTE	1		2		3		4	
W (Kg/h)	103 857		20972.15		6 022.26		37 800.67	
	Kg/h	% PESO	Kg/h	% PESO	Kg/h	% PESO	Kg/h	% PESO
Na OH	10 444.13	10.06	10 444.13	49.80	—	—	—	—
Na Cl	15 274.54	14.71	209.72	1.00	1077.36	17.89	13987.45	37.00
Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	444.50	0.40	20.97	0.10	179.56	2.98	28.16	0.08
H <sub>2</sub> O	67 693.83	74.83	10 297.11	49.10	4765.34	79.13	23789.46	62.92
Fe	—	—	0.21	0.0	—	—	—	—



El gasto volumétrico del efluente es de:

$$144\,534\,393 \frac{\text{g}}{\text{día}} \times \frac{1}{1\,184 \text{ g}} = 121\,764.44 \frac{\text{l}}{\text{día}} = 22.33 \text{ gpm}$$

## V I I

### SISTEMA DE NEUTRALIZACION DE ACIDO SULFURICO

Generalidades  
Alternativas

Los métodos adoptados para la disposición del desecho de ácido sulfúrico pueden ser ampliamente clasificados:

- 1) Descarga sin tratamiento;
- 2) Descarga después de un tratamiento preliminar involucrando neutralización; y
- 3) Recuperación de ácido sulfúrico útil o sub-productos.

#### Descarga sin tratamiento

Es raro que el ácido pueda ser descargado sin tratamiento alguno. La descarga directa de ácido de desecho a aguas superficiales es algunas veces permisible si el grado de acidez es bajo y no hay impurezas nocivas. En tales casos el pH del efluente no deberá normalmente caer por debajo de pH 6, debido al efecto de una acidez mayor en las aguas de los ríos y en los peces. Pequeños establecimientos, por ejemplo, laboratorios chicos pueden a veces mediante el arreglo con las autoridades locales descargar directamente al albañal público. Aún las soluciones neutras de sulfatos pueden dar origen a problemas si contienen alrededor de 1 000 ppm como  $\text{SO}_3=$  y el efluente se pone en contacto con concreto ordinario. Algunas autoridades prefieren un sistema de cloacas ligeramente ácido debido a la claridad mejorada de la desembocadura del drenaje. Es usual, sin embargo, ejercitar un control muy estricto sobre las descargas industriales de efluentes que sean más ácidas que un pH 6 ó que puedan afectar el funcionamiento de las bacterias en la planta de tratamiento de desagüe. En esta conexión, son particularmente perjudiciales: cromatos, cianuros o sales metálicas de zinc o cobre. La descarga de concentraciones ligeramente más ácidas en estuarios o agua de mar es permisible ya que ésta es alcalina, teniendo un pH arriba de 8, y puede ser posible seleccionar una localización de litoral en el que el abastecimiento de agua de mar para dilución sea tal que no provoque ningún daño.

### **Descarga después de tratamiento preliminar.**

El tratamiento más sencillo de un efluente ácido, anterior a la descarga es el de neutralización. El material alcalino más barato normalmente disponible para este propósito es la piedra caliza. Cuando el ácido sulfúrico está presente, no se dispone de todo el contenido de carbonato de la piedra caliza debido a la formación de sulfato de calcio. Esto tiende a cubrir al carbonato e inhibe su reacción. Aún con un 10-20% de exceso de piedra caliza, el pH del ácido "neutralizado" es invariablemente menor que 6. Donde la neutralización total es esencial el uso de cal hidratada ya sea sola o como tratamiento de acabado para la piedra caliza puede ser empleada.

Las sales de calcio producidas por neutralización son productos de desecho y en el caso de sulfato de calcio, que tiene poco valor comercial, se tira. Es posible usar tal sulfato de calcio, que ésta dihidratado, en la fabricación de cemento para controlar las propiedades de fraguado.

### **Utilización del ácido.**

El fin fundamental de todos los fabricantes que tienen un producto de desecho, tanto por su propio interés como por el de la comunidad, es el de convertirlo en un producto útil. El ácido sulfúrico débil puede ser concentrado para volver a usarse. El ácido de desecho puede neutralizarse con sales alcalinas como las de sodio o amonio donde los sulfatos correspondientes pueden ser recuperados como productos vendibles. De aquí que sea natural que se haya prestado tanta atención a este campo de utilización de ácido y recuperación.

La dificultad primordial es generalmente la económica. El ácido sulfúrico fuerte se hace con alta eficiencia en plantas relativamente grandes. El bajo costo al cual se puede hacer el ácido sulfúrico, en relación con el alto costo de concentración y recuperación de ácido de desecho, hace difícil de justificar económicamente la planta costosa que se requiere para la recuperación.

Han sido numerosos los procesos sugeridos para la recuperación de ácido. Los principales métodos adoptados pueden agruparse de la manera siguiente:

- 1) Uso directo del ácido de desecho sin tratamiento, para otros propósitos;
- 2) Concentración y recuperación del ácido útil; y
- 3) Recuperación de sales útiles del ácido de desecho.

### **Uso directo del ácido de desecho.**

Si un ácido puede ser usado sin tratamiento difícilmente puede llamarse un "producto de desecho". Hay, sin embargo, circunstancias donde el ácido de desecho de una sección de la planta o fábrica puede ser empleado en otra sección de la misma o de otra planta. Los ácidos de desecho pueden también ser empleados para la neutralización de efluentes alcalinos de desecho antes de descargarlos.

### **Recuperación del ácido útil.**

La recuperación del ácido capaz de volver a usarse, del ácido sulfúrico de desecho, generalmente involucra la concentración de un ácido más débil junto con la eliminación de sales o impurezas formadas. Muchos métodos se han empleado para la concentración del ácido sulfúrico incluyendo el uso de torres, recipientes abiertos, calentamiento con gases de chimenea, etc., pero los medios más prácticos parecen ser:

- a) Evaporación al vacío;
- b) Evaporación atmosférica; y
- c) El uso del quemador de flama sumergida.

El método adoptado está claramente influenciado por la composición del ácido de desecho, pero el factor predominante es la concentración y calidad del ácido final deseado.

Por lo general no es económico al alto costo del combustible para el calentamiento para concentrar el ácido débil conteniendo menos del 15 % de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  cuando la concentración deseada es 95 % de  $\text{H}_2\text{SO}_4$ . Se ha mostrado que el calor requerido para concentrar ácido sulfúrico aumenta fuertemente cuando la concentración del ácido cae por debajo del 20 %. Se ha estimado que el costo de calentamiento es de un quinto del costo total para la concentración del ácido de desecho.

De aquí que hay poco interés en concentrar un ácido de desecho cuya concentración esté por debajo del 20 %  $\text{H}_2\text{SO}_4$  cuando se tiene en mente que el costo de fabricación de ácido sulfúrico nuevo (100 %) es tan bajo.

### **Recuperación de sales útiles.**

El ácido sulfúrico de desecho puede emplearse para la neutralización de licores amoniacales de hornos de coque. También se utiliza en el tratamiento de recortes o desechos de bronce para la obtención de sulfato de zinc y cobre metálico. Algunos fabricantes disuelven los desechos de hierro en sus licores de desperdicio y obtienen así todo su ácido en forma de caparrosa, aceche, por ejemplo,  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ . Estos pueden usarse en diferentes industrias, vg., como agente colorante para ladrillos, fungicida, controlador de fraguado de cemento, para la producción de pigmento de óxido defierro por calentamiento o por precipitación, neutralización con amoniaco para dar sulfato de amonio, mezclado con cal para formar óxido de fierro reactivo apropiado para remover el sulfuro de hidrógeno en purificadores de lecho de gas de carbón, electrólisis de la solución de sulfato ferroso para dar fierro metálico y ácido sulfúrico, etc.

### **Neutralización.**

Los efluentes alcalinos pueden neutralizarse con ácido clorhídrico o sulfúrico como medida de emergencia. Si normalmente se descarga una corriente muy alcalina la mejor solución podría consistir en neutralizarla con gas de combustión haciéndolo burbujear por medio de difusores en un tanque o haciéndolo pasar a contracorriente con el efluente alcalino en una torre de espreado.

Si normalmente se descargan corrientes muy alcalinas muy ácidas, separando las corrientes y controlando su salida se puede lograr la neutralización resultando la alternativa más económica.

Los efluentes ácidos pueden neutralizarse con: hidróxido de sodio, hidróxido de calcio o carbonato de calcio. En la selección deben tomarse en cuenta los productos de la neutralización y si el efluente contiene cationes metálicos que deben extraerse precipitándolos a un pH alto.

La objeción que se hace al uso del hidróxido de sodio es su costo. El uso de carbonato de sodio en polvo o en grano es efectivo para el tratamiento del ácido clorhídrico; sin embargo con el ácido sulfúrico la formación del sulfato de calcio reduce la eficiencia del método. La neutralización con carbonato de calcio se detiene en la práctica a un pH de 5.0.

Si es necesario aumentar el pH a 9.0 o más para precipitar metales disueltos se añade una cantidad de óxido de calcio (que equivale a los bicarbonatos y al dióxido de carbono disuelto).

Esto tomaría la situación en favor de usar óxido de calcio para la neutralización total. Una excepción sería la neutralización de un ácido fuerte hasta un pH de 4.0 seguido de aereación para eliminar el dióxido de carbono libre. Como no habrá formación de bicarbonatos, el pH puede aumentar con una mínima cantidad de óxido de calcio.

Si se va a usar para la neutralización óxido de calcio o hidróxido de sodio el control del pH puede ser efectivo si la demanda del álcali no excede la capacidad o la velocidad de respuesta de los alimentadores. La neutralización de un ácido fuerte es difícil de controlar en un período corto debido al cambio brusco de pH de 3.5 a 9.0 producido al adicionar una pequeña cantidad de álcali.

### **TRATAMIENTO DE EFLUENTES**

Descripción del proceso  
Plano de localización general  
Diseño general del equipo  
Selección de materiales  
Memoria de cálculo.  
Costos.

**Descripción del proceso de tratamiento.**

En la planta que estamos estudiando contamos con efluentes ácidos y alcalinos, a partir de lo que se ha expuesto podemos concluir que el método más económico para el tratamiento es la neutralización entre los mismos.

Del balance de materia que hemos efectuado obtenemos los siguientes datos acerca de los efluentes:

**Lodos de salmuera**

$$\rho = 1.2 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

$$603.32 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{1}{1.2 \text{ kg}} = 12\,066.41 = 3\,787.95 \text{ gal}$$

**Secado de cloro**

$$\rho = 1.399 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

$$157 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{1}{1.399 \text{ kg}} = 2\,693.35 \text{ l} = 711.58 \text{ gal}$$

**Purgas alcalinas**

$$\rho = 1.187 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

$$6022.26 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{1}{1.187 \text{ kg}} = 121\,760.1 = 32\,169 \text{ gal}$$

Se observa que los gastos de los efluentes de lodos de salmuera y secado de cloro son pequeños por lo que no es conveniente trabajar con ellos en forma continua y se propone que se almacenen lo menos durante un día antes de efectuar la descarga al tanque de neutralización.

El efluente de purgas alcalinas es mayor y podría pensarse en trabajarlo continuamente. Para evitar el tener diferentes para tratar los efluentes, se piensa que lo mejor sería trabajar durante la mayor parte del día con el efluente de purgas alcalinas y después alternar con los otros.

El criterio que se escoge es el de mantener el mismo volumen de descarga del efluente final aunque se tuviera parado el equipo durante un lapso de tiempo.

Para el tratamiento del efluente de purgas alcalinas se necesita agua fría y ácido. En plantas similares se ha observado que el volumen de ácido que se necesita es pequeño en comparación al de agua, por lo que no se tomará en cuenta para este cálculo.

Para calcular la cantidad de agua fría necesaria, se efectúa un balance de calor, tomando en cuenta que la temperatura final, de acuerdo con el Reglamento de Prevención y Control de la Contaminación de Aguas, no debe exceder 35°C.

**Efluente de purgas alcalinas:**

$$m = 144\,534\,393 \frac{\text{g}}{\text{día}}$$

$$C_p = 0.87 \frac{\text{cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}}$$

$$\text{temperatura inicial} = 90^\circ\text{C}$$

$$\text{temperatura final} = 33^\circ\text{C}$$

$$q = m C_p (t_o - t_f)$$

$$q = 144\,534\,393 \frac{\text{g}}{\text{día}} \times 0.87 \frac{\text{cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}} (90 - 33)^\circ\text{C}$$

$$= 6\,590\,320 \frac{\text{cal}}{\text{día}}$$

**Agua Fría**

$$\text{temperatura inicial} = 28^\circ\text{C}$$

$$\text{temperatura final} = 33^\circ\text{C}$$

$$C_p = 1 \frac{\text{cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}}$$

$$q = 6\,590\,768\,320 \frac{\text{cal}}{\text{día}}$$

$$m = \frac{q}{C_p (t_f - t_o)}$$

$$\begin{aligned}
 m &= 6\,590\,768\,320 \frac{\text{cal}}{\text{día}} \\
 &\frac{1 \frac{\text{cal}}{\text{g } ^\circ\text{C}} (33-28)^\circ\text{C}}{\phantom{m}} \\
 &= 1\,318\,153\,664 \text{ g} \\
 1.318\,153\,664 \frac{\text{g}}{\text{día}} &\times \frac{1}{1\,000 \text{ g}} = 1\,318\,153.66 \frac{1}{\text{día}} \\
 &= 348\,257.2 \frac{\text{gal}}{\text{día}}
 \end{aligned}$$

Si estos gastos se manejan durante veintitrés horas en el tanque de neutralización, con un tiempo de resistencia de cinco minutos:

$$\begin{aligned}
 12\,760 \frac{1 \text{ depurgas}}{\text{día}} &+ 1\,318\,153.66 \frac{1 \text{ agua}}{\text{día}} \times \frac{\text{día}}{23 \text{ h}} \\
 \times \frac{\text{h}}{60 \text{ min}} &\times \frac{\text{min}}{\text{carga}} = 5\,217.08 \frac{1}{\text{carga}}
 \end{aligned}$$

Así se ha efectuado el cálculo de la capacidad normal del tanque; para que con los otros efluentes se maneje el mismo volumen se necesita descargar durante:

$$\begin{aligned}
 5 \frac{\text{min}}{\text{carga}} &\times 12\,066.4 \frac{1 \text{ salmuera}}{\text{día}} + 2\,693.35 \frac{1 \text{ H}_2\text{SO}_4 (50\%)}{\text{día}} \\
 = &\frac{\phantom{5 \frac{\text{min}}{\text{carga}} \times 12\,066.4 \frac{1 \text{ salmuera}}{\text{día}} + 2\,693.35 \frac{1 \text{ H}_2\text{SO}_4 (50\%)}{\text{día}}}}{5\,217.08 \frac{1}{\text{carga}}}
 \end{aligned}$$

14.14 min

Para que este proceso se pueda llevar a cabo en la forma descrita se debe contar con tanques de almacenamiento de un día para: lodos de salmuera y ácido sulfúrico diluído y para una hora de: purga de sulfatos y agua de enfriamiento.

Experimentalmente se ha visto que en esta clase de plantas, el pH en la sección de tratamiento es bastante alcalino, y no basta con el ácido sulfúrico diluído para lograr la neutralización, así es que se debe adicionar algo de ácido sulfúrico concentrado. La cantidad necesaria de este último es pequeña, para su suministro se propone el uso de un tanque elevado y regular de entrada al tanque de tratamiento con un potenciómetro.

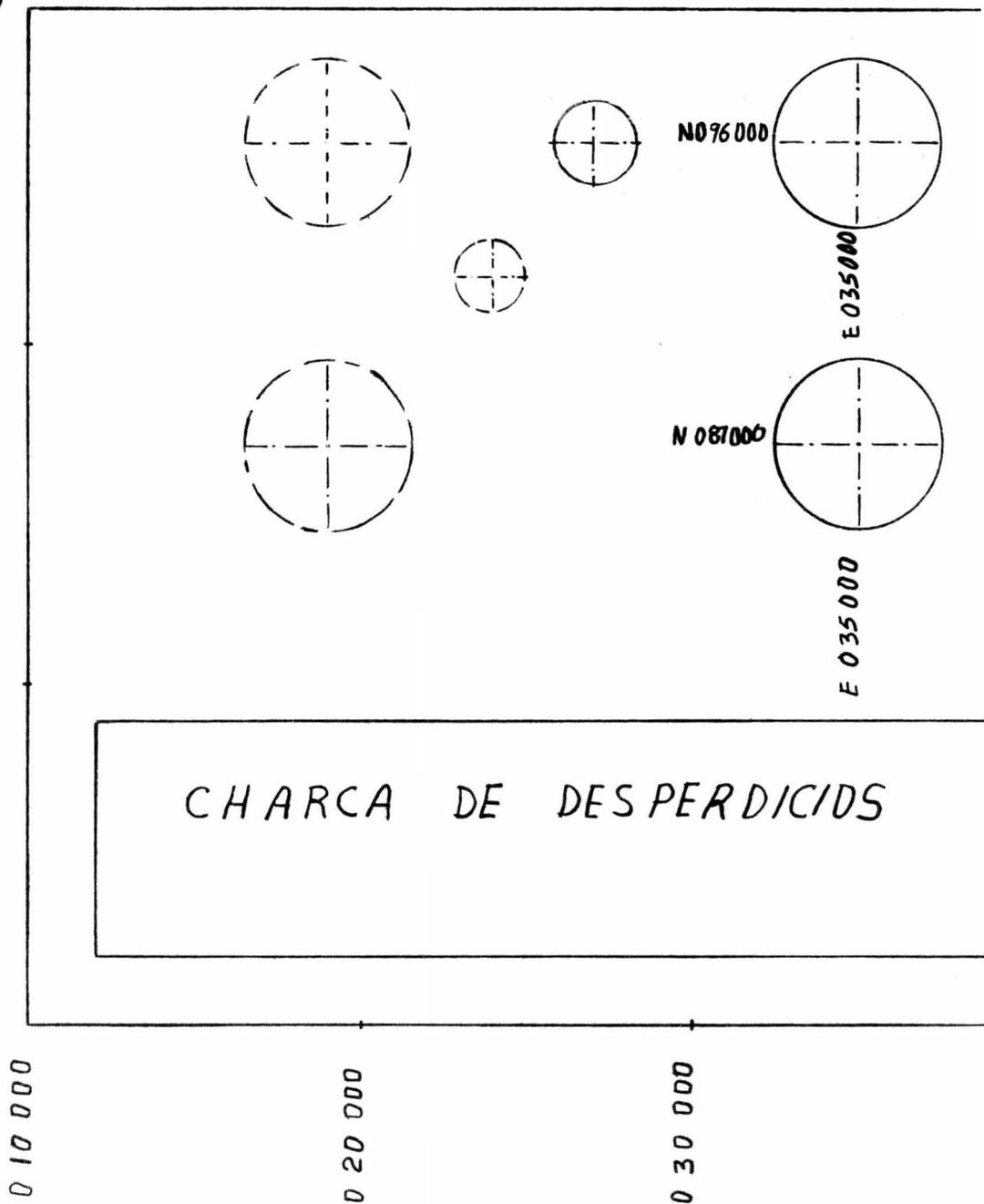
# PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DEL AREA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES

N - 100 000

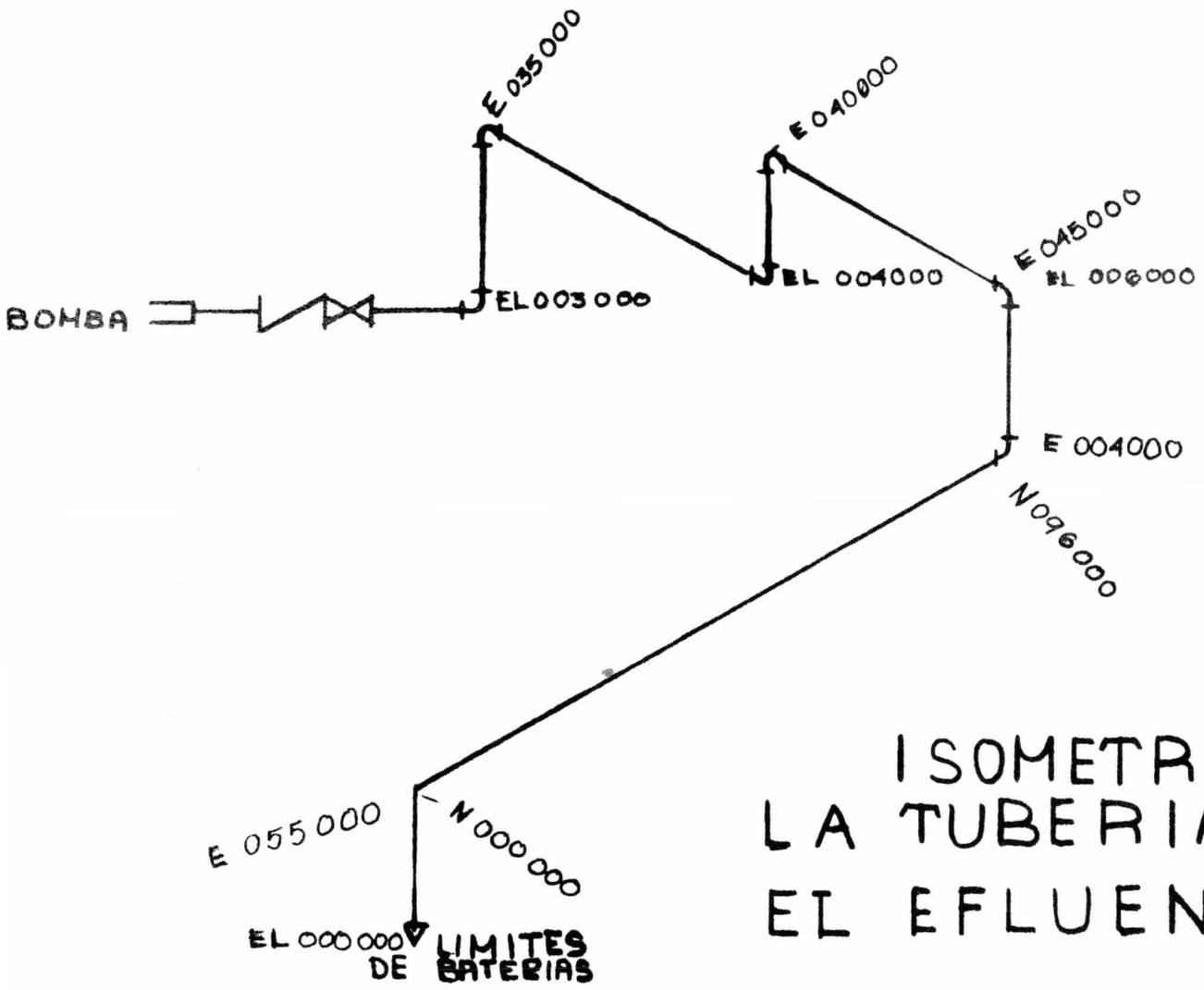
0 90 000

0 80 000

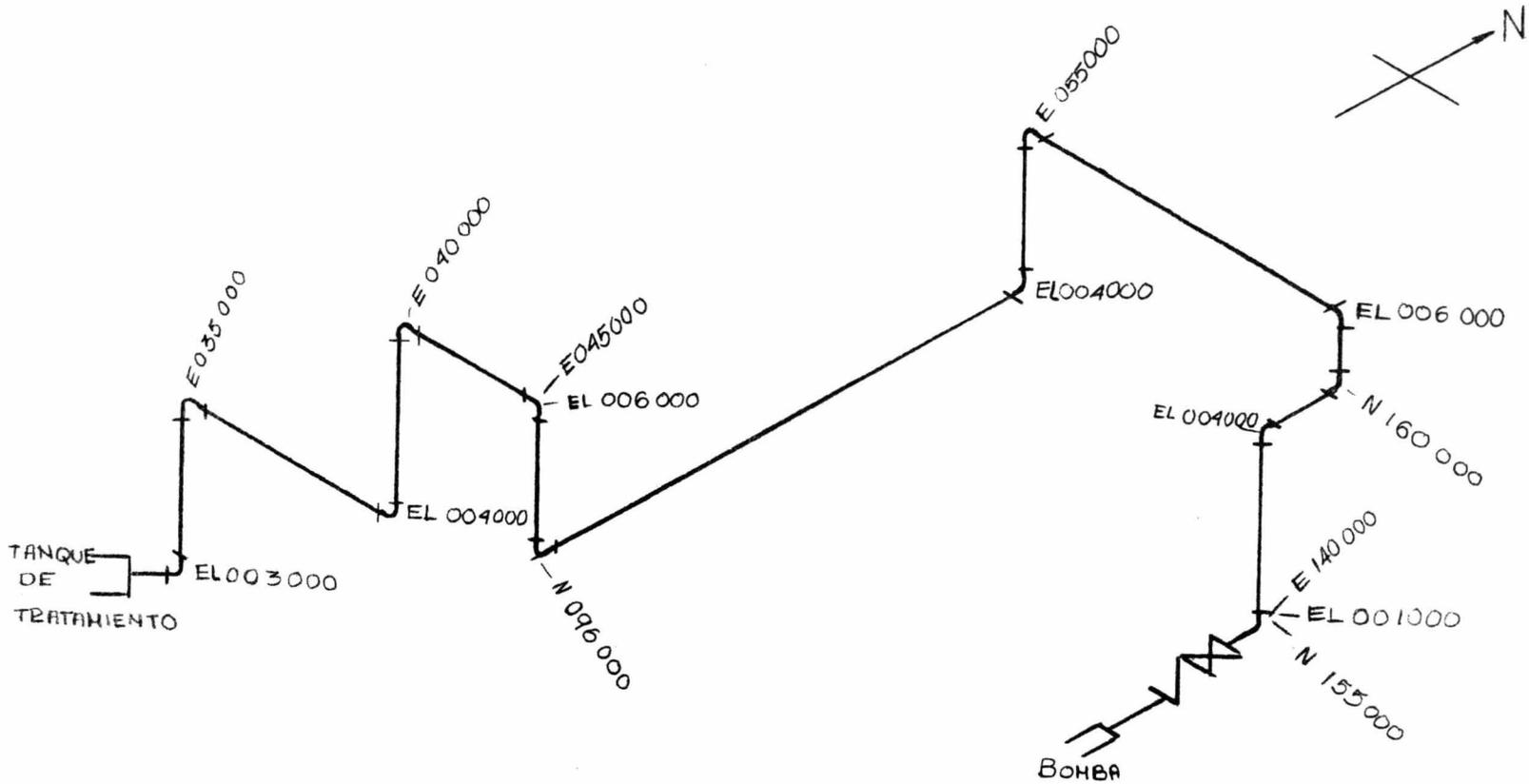
0 70 000



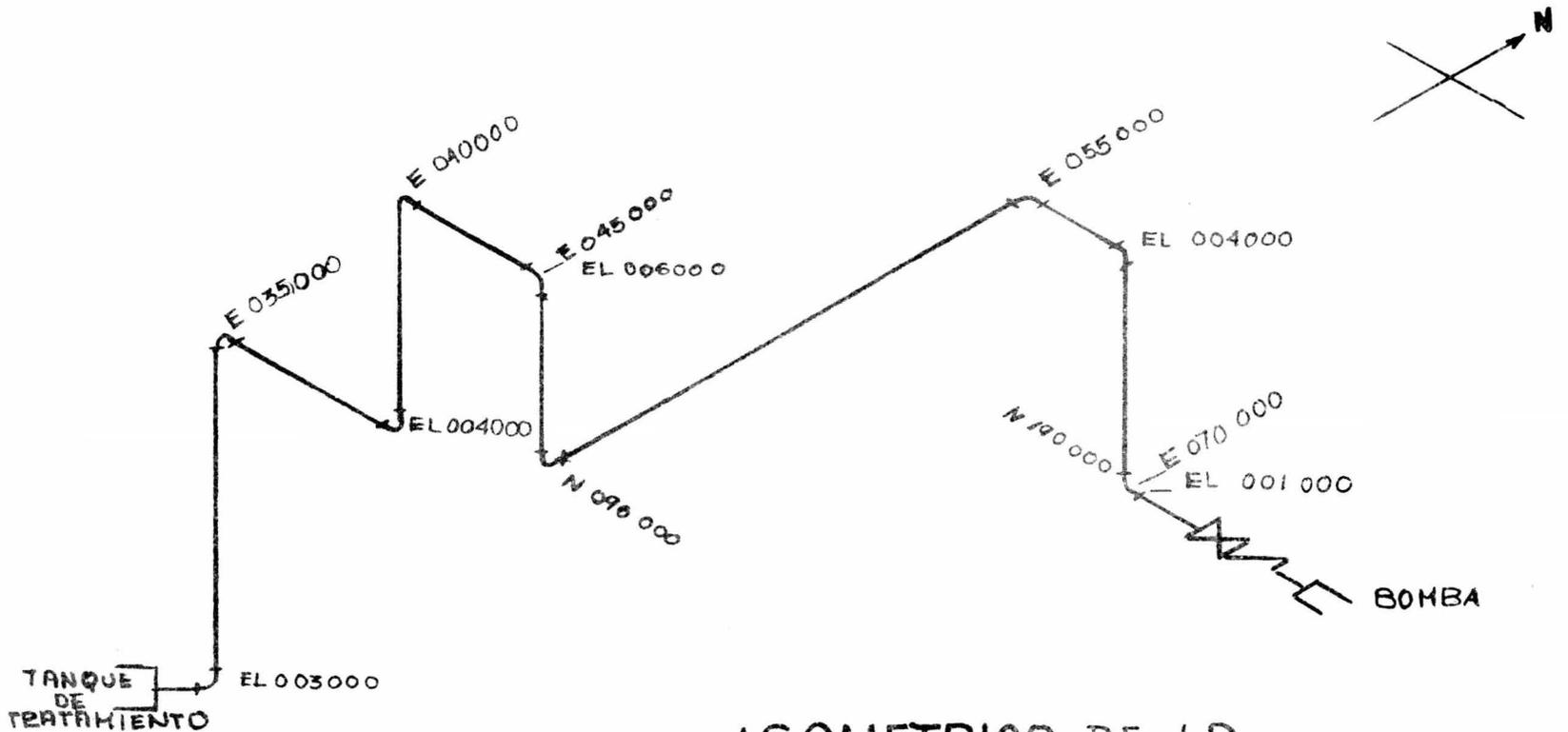
CHARCA DE DESPERDICIOS



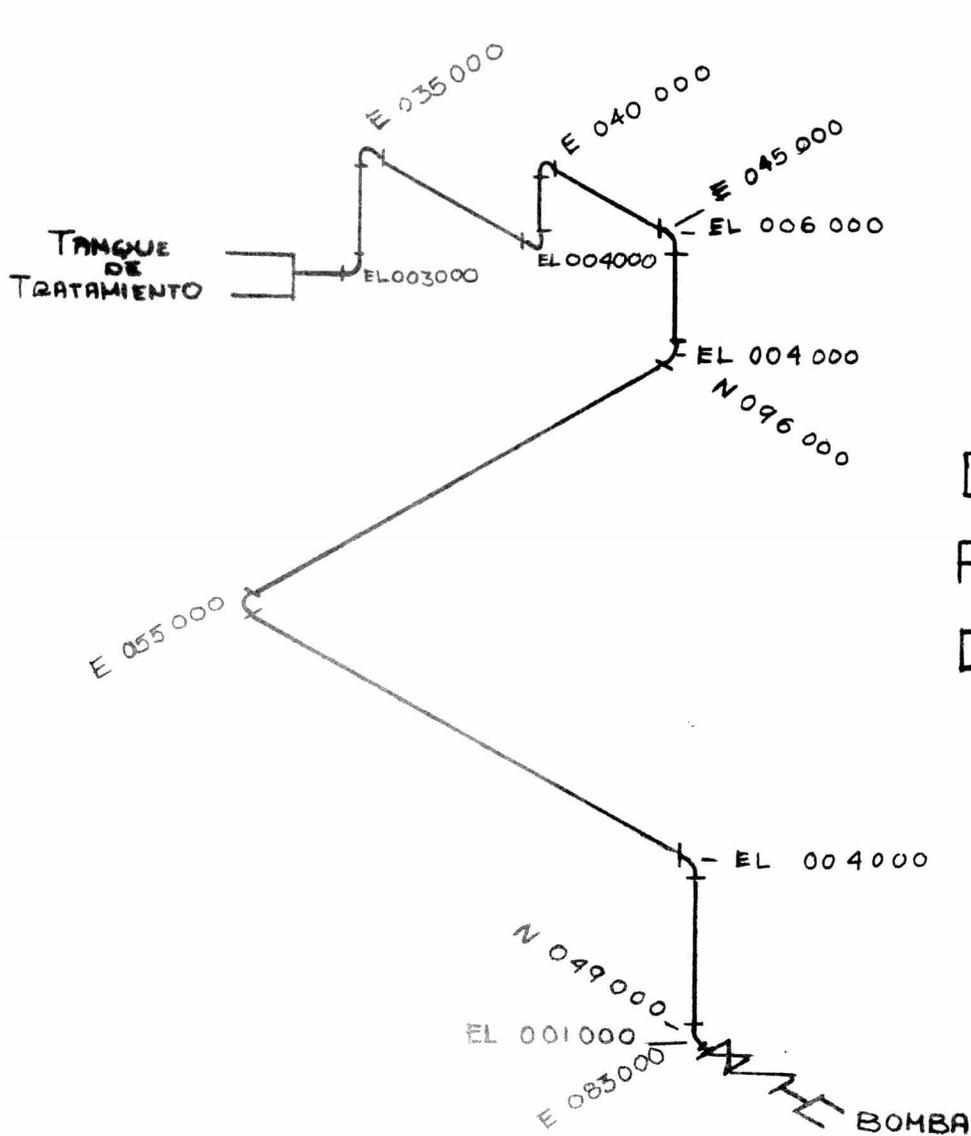
ISOMETRICO DE  
LA TUBERIA PARA  
EL EFLUENTE FINAL



ISOMETRICO DE LA TUBERIA PARA EL  
EFLUENTE DE SECADO  
DE CLORO



ISOMETRICO DE LA  
 TUBERIA PARA  
 EL EFLUENTE DE  
 PURGAS ALCALINAS



ISOMETRICO  
 DE LA TUBERIA  
 PARA EL EFLUENTE  
 DE SALMUERA



Dentro del área destinada a tratamiento se tendrá: el tanque de neutralización, tanque elevado de ácido sulfúrico concentrado, el tanque de almacenamiento de agua fría y una charca para los desperdicios de asbesto provenientes de las celdas electrolíticas, se añade un arreglo general de esta zona y los isométricos de las tuberías de donde provienen los efluentes para poder efectuar el diseño de los equipos.

### **Tamaño y profundidad de los tanques.**

Para obtener una solución práctica y económica, debe estudiarse cuidadosamente este aspecto. Si se llega a la decisión de usar tanques de concreto que normalmente van enterrados, dejando fuera de la superficie un pie de la parte superior, la altura es importante debido a los gastos de excavación. Si el suelo se encuentra anegado o en la proximidad de una corriente con el nivel del agua alto, es necesario instalar una protección o un sistema para sacar el agua en el sitio de excavación.

Para determinar el tamaño de un tanque es necesario tomar en cuenta la velocidad de desbordamiento que no debe sobrepasar 800 - 1 000 galones por pie cuadrado y la capacidad adicional necesaria en caso de que se produzca alguna falla, generalmente se calcula para retener el fluido de 2 - 4 horas.

Si además va a usarse un dispositivo mecánico dentro del tanque para alguna función especial, es conveniente consultar a los fabricantes de dicho equipo con respecto a las dimensiones normales; resulta común encontrar que para diámetros pequeños la variación es de 2 pies y para los mayores esta diferencia aumenta de 5 - 10 pies. Esto se debe a que el fabricante tiene los dibujos y patrones para ciertos tamaños y el pedir un equipo de dimensiones diferentes requiere trabajo adicional para hacer nuevos dibujos y cortes especiales lo que se refleja en el precio y en el tiempo de entrega. Debido a esto en la mayoría de los casos se opta por escoger el tamaño normal que se encuentra por arriba del calculado ya que el usar un tanque un poco más grande casi nunca afecta la operación deseada y sí se logra un ahorro.

En el caso en que se vayan a efectuar una serie de operaciones y se escojan tanques rectangulares, la limitación se encuentra en la longitud del mismo que no puede ser mayor de 25 pies, así es que si se necesita uno mayor deben pedirse dos tanques.

En cuanto a la profundidad dependerá del volumen del efluente que se maneja; si va a usarse un equipo mecánico también hay que consultar al fabricantes del mismo debido a que los detalles estructurales pueden tener influencia; casi todos estos equipos poseen paletas que se encuentran unidas a un eje central rotatorio, ocupan determinado espacio lateral y de cuya longitud depende la altura del eje; en equipos grandes esta dimensión puede sobrepasar 10 pies.

Si los tanques se diseñan únicamente como receptores podrán tener el diámetro y la profundidad que el ingeniero escoja.

Otro material muy usado en la construcción de tanques para el manejo de desechos es el acero. Este tipo de recipientes se coloca sobre el nivel de piso y se puede lograr un buen precio estudiando los efectos que poseen el diámetro y la profundidad sobre el nivel de piso y se puede lograr un buen precio estudiando los efectos que poseen el diámetro y la profundidad sobre el costo unitario; generalmente estos equipos se encuentran descubiertos y el costo depende de la cantidad de acero que se use en las paredes y el fondo así como del cimiento de concreto necesario; un tanque de pequeño diámetro y profundo para un cierto volumen de líquido requiere menos acero que uno de poca altura y gran diámetro; además si es necesario tener algún recubrimiento, también existirán ahorros en este material. En ocasiones al tener un tanque de mayor profundidad se modifica la energía necesaria para el bombeo del fluido pero el costo adicional resulta pequeño.

### **Agitación.**

El objetivo que se persigue en este caso es el de dispersar la fase discontinua en la totalidad de la continua y provocar intensa turbulencia para favorecer la transferencia de masa entre las fases. Para este fin necesitamos un agitador que produzca velocidades de flujo suficientemente elevadas que impidan la sedimentación de las partículas; no deben existir espacios muertos porque producirían la concentración local de una de las fases. La intensidad de la turbulencia debe ser uniforme en todo el recipiente, si se quiere que la transferencia de materia tenga lugar en todos los puntos. Las hélices pequeñas que operan a grandes velocidades de corriente, pero concentran la zona de turbulencia en las proximidades del rodete, por otra parte, los rodetes grandes, que funcionan a pequeñas velocidades producen turbulencias uniformes en todo el tanque, si bien las velocidades que determinan son demasiado bajas para lograr una buena suspensión de las fases. En consecuencia, para esta operación se recomiendan rodetes de tamaño mediano, que funcionen a velocidades medias.

Los agitadores rotativos pueden ser de distintas formas y tamaños y girar, solidarios con sus ejes, en tanques cilíndricos, cónicos, semiesféricos o rectangulares. Son ejemplos de estos tipos de aparatos los agitadores de hélices marinas, los de paletas y las turbinas de álabes curvos. Se pueden montar varios agitadores sobre un mismo eje, y se puede emplear más de un eje para un mismo tanque.

**Potencia consumida por los agitadores.**—La mayoría de los agitadores actualmente en uso son del tipo: rotatorios, de hélice, paleta o turbinas; mecanismos sencillos destinados a moverse en el seno de los fluidos. Por lo general, trabajan sumergidos en el líquido que han de agitar y no

producen demasiada alteración (ondas) en la superficie libre de ésta. Por lo tanto, el problema se concreta a aplicar la ley general de la resistencia para el movimiento relativo de fluidos y sólidos:

$$F_R = \frac{f' \rho A v^2}{2} \quad (1)$$

$F_R$  = fuerza resultante

$f'$  = coeficiente de fricción para desplazamientos relativos de sólidos y fluidos.

$\rho$  = densidad

$A$  = superficie del rodete

$v$  = velocidad

En un agitador rotario, las distintas zonas de la paleta se trasladan a velocidades distintas, que dependen de sus distancias respectivas al centro de rotación, puesto que:

$$v = rw$$

$v$  = velocidad

$r$  = distancia al centro de rotación

$w$  = velocidad angular (radianes por unidad de tiempo)

No obstante, la ecuación (1) puede usarse para cualquier velocidad relativa entre el fluido y el sólido, si se emplea el valor apropiado del coeficiente de fricción. El momento de torsión sobre el rodete es el producto de la fuerza media por el brazo (radio) de la línea de acción de la fuerza. Incluyendo en el coeficiente  $f'_i$  todas las correcciones necesarias para distintos radios, el momento de torsión sobre un rodete es:

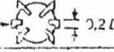
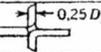
$$T = f'_i \rho A r^3 w^2$$

El área  $A$ , de un rodete cualquiera puede expresarse mediante el producto de una constante por el cuadrante de una de sus dimensiones lineales características, en este caso  $r$ . Puesto que la potencia viene dada por el producto del momento de torsión por la velocidad angular:

$$\text{Potencia} = f'_i \rho r^5 w^3$$

$f'_i$  depende solamente del número de Reynolds calculado como:

$$wr^2 \rho / \mu$$

Tipo de rodetes	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_l}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas corr.		N.º	Ref.	Tipo de rodetes	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_l}{D_i}$	$\frac{Z_i}{D_i}$	Hojas corr.		N.º	R
				N.º	w/D <sub>i</sub>							N.º	w/D <sub>i</sub>		
Turbina de 6 palas planas $0,25 D_i$  $2,2 D_i$	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,17	1	7	Dos paletas  $0,25 D_i$	3,35	4,3	0,29	j	0,11	8	
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	2	7	Cuatro paletas. Ver n.º 8	3	3	0,5	0		16	
Igual que en el n.º 1	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,04	4	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	3,2	0,33	0		20	
Igual que en el n.º 1; a = 1, b = 40	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		14*	7	Dos paletas. Ver n.º 8	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	10	
Turbina de 6 palas curvadas. Tam. de palas como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	3	7	Dos paletas. Ver n.º 8. Ancho de paleta = 0,13 D <sub>i</sub>	1,1	0,5	0,19	0		29	
Turbina 6 palas forma flecha. Tam. de pala como en n.º 1 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	5	7	Dos paletas. Ver n.º 8. Ancho de paleta = 0,17 D <sub>i</sub>	1,1	0,4	0,10	0		29	
Turbina radial con anillo deflector 				0		7	9	Hélice de 3 palas. Paso de la hélice = 2 D <sub>i</sub> 	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	15	
Turbina cerrada, de 6 palas. Anillo deflector de 20 hojas	2,4	0,74	0,9	0		11	6	Igual que el n.º 15; a = 1,7, b = 18	3,3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		21*	
Semejante, mas no idéntica a la n.º 11	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		12	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,33 D <sub>i</sub>	16			3	0,06	18	
Igual que la 12, pero sin anillo deflector.	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	13	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,09 D <sub>i</sub>	9,6			3	0,06	23	
Turbina axil de 8 palas con ángulo de 45°. Ver n.º 17	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	9	7	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,05 D <sub>i</sub> , a = 2,3, b = 18	2,7	2,7-3,9	0,75-1,3	0		27*	
Turbina axil 4 palas con ángulo de 60° 	3	3	0,50	0		17	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = 1,04 D <sub>i</sub> , a = 0, b = 18	4,5	2,7-3,9	0,75-1,3	0		25*	
Turbina axil de 4 palas con ángulo de 45°. Ver n.º 17.	5,2	5,2	0,87	0		19	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = D <sub>i</sub>	3	2,7-3,9	0,75-1,3	4	0,10	24	
Igual que la n.º 19	2,4-3,0	2,4-3,0	0,4-0,5	0		22	2	Igual que el n.º 15, pero con paso = D <sub>i</sub> ; a = 2,1, b = 18	3	2,7-3,9	0,75-1,3	0		26*	
Disco con 16 paletas 	2,5	2,5	0,75	4	0,25	6	1	Igual que el n.º 15, pero con paso = D <sub>i</sub>	3,8	3,5	1,0	0		28	

$D_i$  = diámetro del rodetes;  $D_t$  = diámetro del depósito;  $n$  = n.º de revoluciones por segundo;  $w$  = ancho de las hojas del cortacorrientes;  $Z_i$  = altura que está el rodetes sobre el fondo del depósito;  $Z_l$  = altura del nivel del líquido en el depósito.

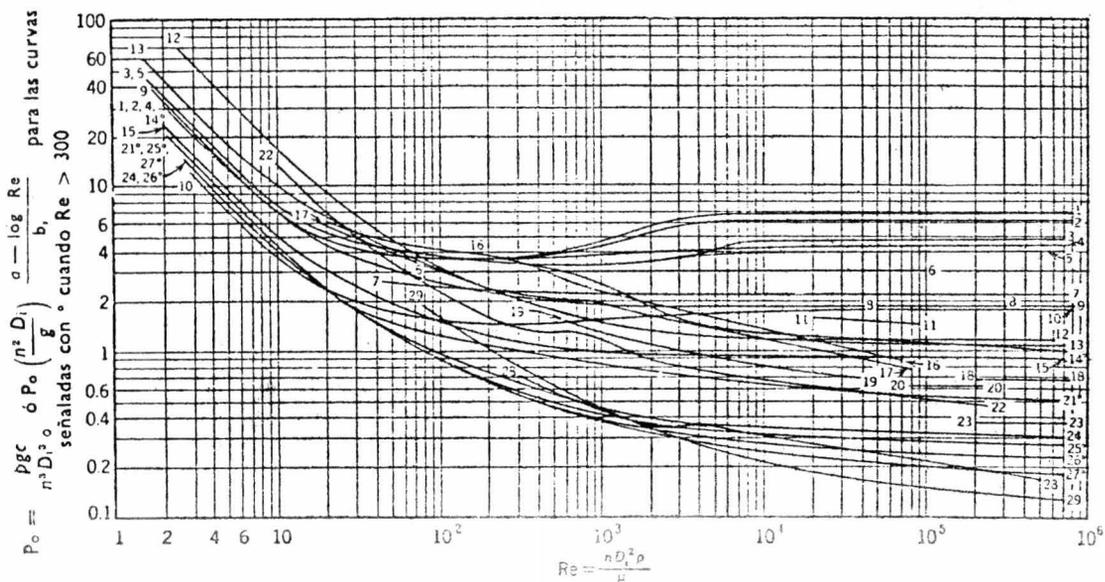


Fig. Consumo de energía de diversos agitadores, expresado por el parámetro de potencia,  $P_o$ , y del número de Reynolds,  $Re$ . Para las curvas señaladas con °, la influencia de la superficie libre es considerable, por lo que se ha tenido en cuenta el número de Froude,  $Fr \approx g/n^2 D_i$ , para  $Re$  superiores a 300.

En el caso de usar el sistema práctico de unidades:

$$P_{gc} = m n^3 D_i^5$$

$\varphi$  = función del número de Reynolds (Fig. 477 del "Unit Operations" de George E. Brown).

$n$  = velocidad angular (rpm).

Esta ecuación no es general. Para su aplicación debe existir semejanza geométrica perfecta de los depósitos y de los rodetes y además, las únicas fuerzas admisibles en el sistema han de ser las de inercia y las de viscosidad del fluido.

El aumento de diámetro del tanque o de la profundidad del líquido se traduce, cuando no existen deflectores, en un aumento del consumo de potencia. Las correcciones para tales cambios de forma, se obtienen, de manera aproximada, multiplicando el valor del consumo que da la gráfica por:

$$\sqrt{\left(\frac{Dt}{Di}\right)\left(\frac{Zi}{Di}\right)_{\text{deseado}} / \left(\frac{Dt}{Di}\right)\left(\frac{Zi}{Di}\right)_{\text{gráfica}}}$$

$Di$  = diámetro del rodete

$Dt$  = diámetro del tanque

$Zi$  = altura del nivel del líquido en el depósito

$Zi$  = altura a la que se encuentra el rodete respecto al fondo del depósito.

Para calcular la potencia realmente necesaria hay que añadir a la que consume el agitador, la que se emplea en vencer la fricción en los cojinetes, en la polea y en el motor.

**Accionador y transmisión.**—La mayoría de los agitadores se encuentran accionados por motores eléctricos y en algunos casos por turbinas con engranajes apropiados para proporcionar al impulsor la velocidad requerida. Un accionador de dos velocidades o un sistema de engranes justifica su costo extra ya que es difícil predecir la velocidad necesaria en una nueva instalación, además de que la viscosidad o la densidad del fluido puede variar al incrementarse la cantidad de sólido formada en la operación normal de la planta con respecto a las condiciones en el arranque.

### **Materiales de construcción.**

La elección de materiales de construcción para los equipos tiene una gran influencia en la economía de una planta.

En el caso de las plantas de cloro-sosa el uso del equipo fabricado de poliéster reforzado ha venido a sustituir las tuberías y tanques cubiertos que tiene mayor costo. Además se ha hecho posible la construcción de cambiadores de calor y bombas de titanio, lo que ha reducido los paros y el mantenimiento.

Aunque existen muchos datos generales en la literatura acerca de la resistencia de varios materiales al cloro, la sosa y la salmuera, no siempre tratan detalles específicos y hay que recordar que no estamos tratando con compuestos o soluciones puras.

La salmuera es muy corrosiva y por lo tanto es importante escoger bien los materiales de construcción.

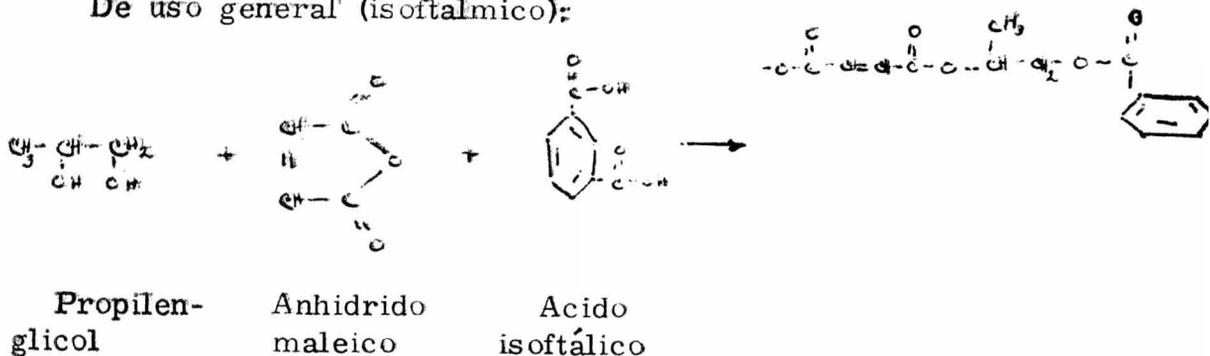
La serie electromotriz de los metales en el agua de mar se encuentra en la siguiente página; esta tabla nos proporciona una buena guía de la corrosión provocada por la salmuera, que actúa sobre los metales de acuerdo a su lugar en la serie y se ha probado que es corrosiva con los metales menos nobles que la plata.

Los materiales plásticos generalmente se divide en dos tipos: termoplásticos y termofijos. Los termoplásticos se caracterizan por su habilidad de permanecer plásticos después de varios tratamientos térmicos, mientras que los termofijos no soportan ciclos de calentamiento repetido y una vez que toman una forma no pueden volver a fundirse sin sufrir degradaciones químicas. Además cada uno de ellos se ve afectado de manera diferente por la corrosión; hablando en términos generales los termoplásticos se degradan o corroen mediante un mecanismo conocido como "degradación aleatoria", en cambio los termofijos se degradan mediante un proceso llamado "depolymerización" que es un mecanismo de radicales libres, inverso al de polimerización. El poliéster que es el más usado con la salmuera se degrada por un proceso de "depolymerización" llamado hidrólisis.

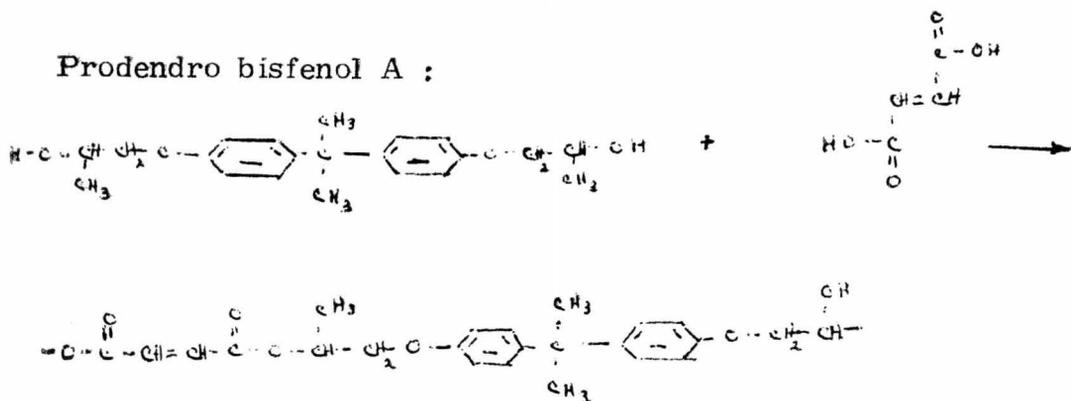
	Platino
	Oro
	Grafito
	Titanio
	Plata
	62% Ni, 18% Cr, 18% Mo (Chlorimet 3)
	62% Ni, 17% Cr, 15% Mo (Hastelloy C)
	18% Cr, 8% Ni, 2-4% Mo (Acero inoxidable)
	18% Cr, 8% Ni, (Acero inoxidable)
	11-30% Cr Acero
	80% Ni, 13% Cr, 7% Fe (Inconel)
	Níquel (pasivo)
Nobles o	Plata soldada
anódicos	70% Ni, 30% Cu (Monel)
	60-90% Cu, 40-10% Ni (Cuproníquel)
	Bronce
	Latón
	66% Ni, 32% Mo, 1% Fe (Chlorimet 2)
Activos o	60% Ni, 30% Mo, 6% Fe, 1% Mn (Hastelloy B)
catódicos	Níquel (activo)
	Estaño
	Plomo
	Soldadura plomo-estaño
	Acero al carbón con gran cantidad de Ni
	Acero al carbón
	Acero o plomo
	Aluminio 2024
	Cadmio
	Aluminio 1100
	Zinc
	Aleaciones de Magnesio



De uso general (isofáltmico):



Prodendro bisfenol A :



Unicamente los poliésteres de bisfenol fumarato presentan la suficiente resistencia a la hidrólisis para poder manejar salmuera.

Los materiales termoplásticos como el cloruro y el dicloruro de polivinilo se usan en tuberías pequeñas en las que el líquido no debe estar en contacto con metales. Se usa acero recubierto con serán o polipropileno para manejar ácido murático, soluciones de sosa cáustica y agua destilada.

PROPIEDADES FISICAS Y MECANICAS DE ALGUNOS PLASTICOS

Material	Resistencia a la tensión lb/in <sup>2</sup>	Elongación %	Dureza Rockwell R	Impacto Izod ft - lb	Módulo de elasticidad <sup>3</sup> lb/in <sup>2</sup> x 10	Densidad Relativa	Distorsión por calor Temperatura °F/264 lb/ in <sup>2</sup>
<b>Termoplásticos:</b>							
Fluorocarbonos	2 500	100-350	70	4	60	2.13	270
Metilmetacrilato	8 000	5	220	0.5	420	1.19	200
Nylon	10 000	45	110	1.5	400	1.14	325
Poliéter clorinado	1 000	130	100	0.4	150	1.4	210
Polietileno (baja densidad)	2 000	90-800	10	16	25	0.92	---
Polietileno (alta den sidad)	4 000	15-100	40	1-12	120	0.95	120
Polipropileno	5 000	10-200	90	1-11	200	0.91	150
Poliestireno	7 000	1-2	75	0.3	450	1.05	180
Cloruro de poli- vinilo rígido	6 000	2-30	110	1	400	1.4	150
Cloruro de vinilo	2 500	100-450	80	buena	baja	1.18	145
<b>Termofijos:</b>							
Epoxy	10 000	nil	90	0.8	1 000	1.1	350
Fenólicos	7 500	nil	125	0.3	1 000	1.4	300
Poliésteres	4 000	nil	100	0.4	1 000	1.1	350
Silicones	3 500	nil	89	0.3	1 200	1.75	350-900
Ureas	7 000	nil	115	0.3	1 500	1.48	265

Además de tuberías de poliéster también se pueden usar las de hule y la selección depende del costo. Generalmente los tanques grandes se encuentran recubiertos de hule, mientras que los tanques pequeños y tuberías son de poliéster reforzado. El recubrimiento con hule generalmente consta de 2 o 3 capas. El material con tres capas tiene: una capa superficial de hule suave para proporcionar resistencia a la abrasión, una capa interior de hule duro que resista la penetración y una capa que une al hule y al metal que admite diferentes coeficientes de expansión térmica. El material con dos capas tiene una superficial de hule duro y una interna de hule suave.

Para efectuar una comparación con este recubrimiento a continuación se presenta la forma típica en que se usan los poliésteres en la construcción:

Capa	Refuerzo	Contenido (%) Resina vidrio		
1	10 mm de capa de vidrio "C"	90	10	
2	1 1/2 onzas de fibra de vidrio discontinua	70	30	Barrera para la corrosión
3	1 1/2 onzas de fibra de vidrio discontinua	70	30	
4	Fibra de vidrio continua	75	25	
5	1 1/2 onzas de fibra de vidrio discontinua	75	25	
6	Fibra de vidrio continua	75	25	Dureza
etc.	1 1/2 onzas de fibra de vidrio discontinua.	75	25	

Para el manejo de cloro húmedo, en la actualidad se usan también los poliésteres del tipo bisfenol-A-fumarato como el Atlas 382 en tuberías y tanques, además de las partes construídas de titanio. Para la sosa cáustica se han reemplazado el níquel y sus aleaciones que constituían los materiales clásicos de construcción por tuberías de acero recubiertas de polipropileno. El ácido sulfúrico se maneja en tuberías y recipientes de acero.

### Memoria de cálculo.

#### Tanque agitado.

Hemos visto que la capacidad normal será de:

$$5\,217.081 = 5.217 \text{ m}^3$$

Si damos un 25% de sobrediseño.

$$\text{Capacidad de diseño: } 5.217 \times 1.25 = 6.02 \text{ m}^3$$

Para que cumpla con las condiciones que exigen los agitadores recomendados en el "Unit Operations" de George E. Brown, usando la relación:  $L/D = 1.0$

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4} = \frac{\pi D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \times 6.02}{\pi}} = 1.98 \text{ m} = 503 \text{ in}$$

$$L = 1.98 \text{ m} = 503 \text{ in}$$

Para efectos de cálculos posteriores, se supondrá que la boquilla de entrada se encuentra situada a 1.90 m.

Se escoge el modelo de hélice de 3 palas con paso igual al diámetro del agitador, para el cual se tienen las siguientes especificaciones:

$$\frac{D_t}{D_i} = 3.8 \qquad \frac{Z_l}{D_i} = 3.5 \qquad \frac{Z_i}{D_i} = 1.0$$

$D_t$  = diámetro del tanque

$D_i$  = diámetro del rodete

$Z_i$  = altura a la que está el rodete sobre el fondo del depósito

$Z_l$  = altura del nivel del líquido en el depósito.

A partir de las relaciones anteriores obtenemos:

$$D_i = \frac{D_t}{3.8} = \frac{1.98}{3.8} = 0.52 \text{ m}$$

$$Z_l = \frac{V_l \times 4}{\pi D^2} = \frac{5.217 \times 4}{\pi (1.98)^2} = 1.69 \text{ m}$$

$$\frac{Z_l}{D_i} = \frac{1.69}{0.52} = 3.25$$

Este valor se halla cercano al 3.5 que indica la tabla:

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1.0$$

$$Z_i = 0.52 \text{ m}$$

Para calcular la potencia requerida por el agitador, se seguirá el método que se ha definido con anterioridad.

Tomando valores promedio de las propiedades de los fluidos que se van a manejar:

$$Re = \frac{n D^2 \rho}{\mu}$$

$$n = \frac{3\,600 \text{ rpm}}{60} = 5 \frac{\text{rev}}{\text{seg}}$$

$$\rho = 1.2 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 1\,200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mu = 3.0 \text{ cp} = 0.003 \frac{\text{kg}}{\text{m seg}}$$

En la gráfica se observa que

$$\varphi = 0.18$$

$$P = \frac{\varphi n^3 D_i^5}{g_c} = \frac{0.18 (1200) (5)^3 (0.52)^5}{9.81}$$

$$P = 105 \frac{\text{kgm}}{\text{seg}} = 1.4 \text{ hp}$$

#### Tanque de lodos de salmuera.

Para este cálculo se tienen que tomar en cuenta varios de los criterios mencionados anteriormente. Debido a que el tratamiento requiere una operación intermitente, los tanques tendrán que ser capaces de almacenar 24 horas en el caso de este efluente y el de secado de cloro, y una hora para el de purgas alcalinas.

La relación de altura-diámetro de los tanques será de 1.2 por los siguientes motivos: esta relación permite tener un tanque más económico que se podrá usar la placa más delgada para su construcción, el escoger una relación mayor obligará a usar lámina más gruesa; además se cuenta con una superficie bastante grande en el área de tratamiento.

$$\text{Capacidad normal: } 12\,066.41 = 12.066 \text{ m}^3$$

$$\text{Capacidad de diseño: } 12.066 \times 1.1 = 13.27 \text{ m}^3$$

Nota: debido a la capacidad de estos tanques se escoge un sobrediseño del 10%.

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4} = \frac{1.2 \pi D^3}{4}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{1.2\pi}} = 2.41 \text{ m} = 95 \text{ in}$$

$$L = 1.2 \times 2.41 = 2.89 \text{ m} = 114 \text{ in}$$

El material será acero recubierto con FRP.

Tanque de ácido sulfúrico diluido.

Como se ha mencionado este tanque almacenará la cantidad equivalente a un día de operación, el método de cálculo será el mismo que para el caso anterior.

$$\text{Capacidad normal: } 2\,693.351 = 2.69 \text{ m}^3$$

$$\text{Capacidad de diseño: } 2.69 \times 1.1 = 2.96 \text{ m}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 2.96}{1.2\pi}} = 1.46 \text{ m} = 58 \text{ in}$$

$$L = 1.2 \times 1.46 = 1.75 \text{ m} = 70 \text{ in}$$

El material de este tanque será PVC.

**Tanque de purga de sulfatos.**

Este tanque necesita tener capacidad para una hora de almacenamiento. Siguiendo el mismo razonamiento:

Capacidad normal:  $121\,760\,1 = 121.65\text{ m}^3 + 24\text{ h} = 5.07\text{ m}^3$

Capacidad de diseño:  $5.07 \times 1.1 = 5.58\text{ m}^3$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 5.58}{1.2 \pi}} = 1.8\text{ m} = 71\text{ in}$$

$$L : 1.2 \times 1.8 = 2.16\text{ m} = 86\text{ in}$$

Material: acero recubierto con polipropileno.

#### **Tanque de agua de enfriamiento.**

Este tanque también contendrá lo equivalente a una hora de tratamiento del efluente de purgas alcalinas.

Capacidad normal:  $54\,923.061 = 54.92\text{ m}^3$

Capacidad de diseño:  $54.92 \times 1.1 = 60.42\text{ m}^3$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 60.42}{1.2 \pi}} = 4\text{ m} = 157\text{ in}$$

$$L : 1.2 \times 4 = 4.80\text{ m} = 188\text{ in}$$

Material: acero al carbón.

#### **Tanque de ácido sulfúrico concentrado.**

No se conoce exactamente la cantidad necesaria de este reactivo, sin embargo se propone el uso de un tanque de almacenamiento elevado.

Capacidad de diseño:  $500\text{ galones} = 1.892.51 = 1.892\text{ m}^3$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1.892}{1.2 \pi}} = 1.26\text{ m} = 50\text{ in}$$

$$L = 1.2 \times 1.26 = 1.51\text{ m} = 60\text{ in}$$

#### **Línea que maneja las purgas alcalinas.**

El material recomendado para la tubería es acero con recubrimiento de polipropileno.

En esta clase de tubería (Resistoflex) se usa cédula 50 con excepción del diámetro nominal de 10" que se puede trabajar en cédula 30 y el diámetro nominal de 12" que se trabaja en cédula 20.

Conserva las mismas características que la tubería de acero, lo único que cambia es el diámetro interno.

Tamaño nominal	Diámetro interno (pulgadas)
1	15/16
1 1/2	1 1/2
2	1 15/16
3	2 15/16
4	3 7/8
6	5 7/8
8	7 11/16
10	9 13/16

La densidad del fluido que vamos a manejar es  $74 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

$$144 \frac{534.39 \text{ kg}}{\text{día}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{\text{lb}}{0.454 \text{ kg}} \times \frac{\text{ft}^3}{74 \text{ lb}}$$

$$= 0.052 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} = 23.3 \text{ gpm}$$

La velocidad recomendada para este fluido en el "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" de Ernest E. Ludwig es de  $6 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$ .

Con estos datos podemos calcular un área de flujo:

$$A = \frac{Q}{u} = \frac{0.052 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{6 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}} \times \frac{144 \text{ in}^2}{\text{ft}^2} = 1.248 \text{ in}^2$$

El diámetro es de:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1.248 \text{ in}^2}{\pi}} = 1.26 \text{ in}$$

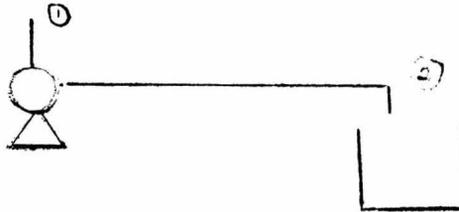
Al comparar este diámetro calculado, con los diámetros comerciales, vemos que se acerca al de 1 1/2 pulgadas. Usando este diámetro comercial continuamos el cálculo:

$$D = 1.5 \text{ in} \times \frac{\text{ft}}{12 \text{ in}} = 0.125 \text{ ft}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (0.123)^2}{4} = 0.0123 \text{ ft}^2$$

$$u = \frac{Q}{A} = \frac{0.052 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{0.0123 \text{ ft}^2} = 4.24 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

Efectuando un balance de Bernoulli:



$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{g}{gc} + \frac{V_1^2}{2 \alpha gc} + H = \frac{P_2}{\rho} + \frac{g}{gc} Z_2 + \frac{V_2^2}{2 \alpha gc} + \frac{f V^2 L}{2 \alpha gc D}$$

Para calcular el factor de fricción usamos las tablas del "Flow of Fluids" de Crane.

$$\mu = 0.68 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{D u \rho}{\mu} = \frac{0.125 \times 4.24 \times 74}{0.68 \times 6.72 \times 10^{-4}} = 8.58 \times 10^4$$

$$\varepsilon/D = 0.0012$$

$$f = 0.023$$

Las alturas y longitudes las obtenemos en el isométrico correspondiente:

$$Z_1 = 1 \text{ m} = 3.28 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 1.90 \text{ m} = 6.23 \text{ ft}$$

Accesorios	No.	L/D	Longitud equivalente (ft)
Tubo recto			74 m = 243.63 ft
Codos de 90°	9	30	45.90
Válvulas de retención (check)	1	135	22.95
Válvula de bloqueo	1	13	2.21
			313.69

La cabeza de la bomba necesaria es:

$$H = Z_2 - Z_1 + \frac{f v^2 L}{2 g c D}$$

$$H = 6.23 - 3.28 + \frac{0.023 (4.24)^2 \times 313.69}{2 \times 32.2 \times 0.125}$$

$$H = 19.06 \text{ ft} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

El material de la bomba debe ser acero inoxidable 304-L.

**Línea de ácido sulfúrico diluido (efluente de secado de cloro).**

El material recomendado para esta tubería es policloruro de vinilo.

La superficie interior de las tuberías de PVC es tersa y reduce 10% las pérdidas de fricción respecto a las demás tuberías. Su coeficiente de Hazen y Williams para flujo es 150.

Las características de la tubería VINIDUR PVC de Plastotecnia S. A. son:

Diámetro nominal (pulgadas)	Diámetro externo (pulgadas)	Diámetro interno (pulgadas)
3/4	1.051	0.925
1	1.315	1.197
1 1/4	1.661	1.535
1 1/2	1.902	1.760
2	2.374	2.193
2 1/2	2.874	2.653
3	3.500	3.232
4	4.500	4.153
6	6.625	6.114
8	8.625	7.964

La densidad del fluido que vamos a manejar es:  $87.16 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

El gasto es de:

$$3468 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{14.14 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{\text{lb}}{0.454 \text{ kg}} \times \frac{\text{ft}^3}{87.16 \text{ lb}}$$

$$= 0.1122 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} = 50.37 \text{ gpm}$$

La velocidad recomendada para este fluido en el "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" de Ernest E. Ludwink es  $4 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$ .

Con estos datos podemos obtener un área de flujo calculada:

$$A = \frac{Q}{u} = \frac{0.1122 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{4 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}} = 0.028 \text{ ft}^2 = 4.04 \text{ in}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.04}{\pi}} = 2.27 \text{ in}$$

Al comparar este diámetro calculado con los diámetros comerciales, vemos que se acerca al de diámetro nominal 2 1/2 pulgadas, con diámetro interno de 2.193 pulgadas. Usando este diámetro, tenemos:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (2.193)^2}{4} = 3.78 \text{ in}^2 = 0.026 \text{ ft}^2$$

$$u = \frac{Q}{u} = \frac{0.1122 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{0.26 \text{ ft}^2} = 4.28 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

Para un factor de Hazen y Williams de 150, los fabricantes proporcionan la siguiente ecuación de caída de presión en 100 ft de tubería:

$$P_{100} = 2.43 \times 10^{-3} \frac{G^{1.76} \mu^{0.24} \rho^{0.76}}{D^{4.76}}$$

G = gasto (gpm)

D = diámetro interno (in)

$\mu$  = viscosidad (cp)

$\rho$  = densidad ( $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ )

Para este fluido:

$\mu = 7 \text{ cp}$

$$P_{100} = 2.43 \times 10^{-3} \frac{(50.37)^{1.76} (7)^{0.24} (87.16)^{0.76}}{(2.193)^{4.76}}$$

$$P_{100} = 2.72 \text{ psi} = 4.5 \text{ ft} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

Con ayuda del isométrico calculamos la longitud:

Accesorio	No.	L/D	Longitud equivalente (ft)
Tubo recto			96 m = 314.75 ft
Codos de 90°	12	30	61.20
Válvula de retención (check)	1	135	22.95
Válvula de bloqueo	1	13	2.21
			401.11 ft

Además también vemos que:

Altura inicial: 1 m = 3.28 ft

Altura final: 1.90 m = 6.23 ft

La cabeza de la bomba que necesitamos es:

$$H = Z_2 - Z_1 + P_{\text{fric}}$$

$$H = 6.23 - 3.28 + \frac{4.5 (401.11)}{100} = 21 \text{ ft } \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

El material de la bomba debe ser Alloy 20 (Durimet).

#### Línea de lodos de salmuera.

El material de la tubería que va a manejar este efluente es fibra de vidrio reforzada (FRP): Dualloy 3 000 de Diba Geigy cumple con las características y tiene un factor de Hazen Williams de 150.

Diámetro nominal (pulgadas)	Diámetro externo (pulgadas)	Diámetro interno (pulgadas)
2	2 3/8	2.2
3	3 1/2	3.3
4	4 1/2	4.3
6	6 5/8	6.4
8	8 5/8	8.3
10	10 3/4	10.4
12	12 3/4	12.3
14	14 1/2	14.0
16	16 1/2	16.0

La densidad del fluido que vamos a manejar es  $74.9 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$ .

El gasto es de:

$$14,479.50 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{14.14 \text{ min}} \times \frac{\text{min}}{60 \text{ seg}} \times \frac{\text{lb}}{0.454 \text{ kg}}$$

$$\times \frac{\text{ft}^3}{74.9 \text{ lb}} = 225.25 \text{ gpm}$$

La velocidad recomendada para este fluido en el "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" de Ernest E. Ludwig es  $7.5 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$

Con estos datos se puede obtener un área de flujo calculada:

$$A = \frac{Q}{u} = \frac{0.5019}{7.5} = 0.6692 \text{ ft}^2 = 9.64 \text{ in}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 3.50 \text{ in}$$

Al comparar este diámetro calculado con los diámetros comerciales se observa que se acerca al diámetro nominal de 3 pulgadas, con diámetro interno de 3.3 pulgadas. Usando este diámetro se tiene:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi (3.3)^2}{4} = 8.55 \text{ in}^2 = 0.0594 \text{ ft}^2$$

$$u = \frac{Q}{A} = \frac{0.5019}{0.0594} = 8.45 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

Para el factor de Hazen y Williams de 150 usamos como en el caso anterior la ecuación:

$$P_{100} = 2.43 \times 10^{-3} \frac{G^{1.76} \mu^{0.24} \rho^{0.76}}{D^{4.76}}$$

Para este fluido:

$$\mu \text{ 2.1 cp}$$

$$P_{100} = 2.43 \times 10^{-3} \frac{(225.25)^{1.76} (2.1)^{0.24} (74.9)^{0.76}}{(3.3)^{4.76}}$$

$$P_{100} = 3.17 \text{ psia} = 6.10 \text{ ft} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

Con ayuda del isométrico correspondiente calculamos la longitud:

Accesorio	No.	L/D	Longitud equivalente (ft)
Tubo recto			93 m = 304.92 ft
Codos de 90°	9	30	45.90
Válvula de retención (check)	1	135	22.95
Válvula de compuerta	1	13	2.21
			375.98

Además también observamos que:

Altura inicial: 1 m = 3.28 ft

Altura final: 1.90 m = 6.23 ft

La cabeza de la bomba que necesitamos es:

$$H = 6.23 - 3.28 + \frac{6.10 \times 375.98}{100} = 25.82 \text{ ft } \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

El material es hierro dúctil.

**Línea de agua fría.**

La tubería que vamos a usar es acero comercial, los datos de la misma los obtenemos en el "Flow of Fluids" de Crane. La velocidad recomendada para este fluido es:  $6 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$

$$\rho = 62.3 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$1218153.6 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{\text{día}}{24 \text{ h}} \times \frac{\text{h}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{\text{lb}}{0.454 \text{ kg}} \times \frac{\text{ft}^3}{62.3 \text{ lb}}$$

$$= 0.5628 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}} = 252.58 \text{ gpm}$$

$$A = \frac{0.5628 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{6 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}} = 0.0938 \text{ ft}^2 = 13.50 \text{ in}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 13.50}{\pi}} = 4.15 \text{ ft}$$

Comparando con los diámetros comerciales de cédula 40 vemos que corresponde al diámetro nominal de 4 in con diámetro interno de:

$$4.025 \text{ in} = 0.3355 \text{ ft}$$

$$A = 0.08840 \text{ ft}^2$$

$$u = \frac{0.5628 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{0.08840 \text{ ft}^2} = 6.37 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

$$= 0.38 \text{ cp}$$

$$Re = \frac{D u \rho}{\mu} = \frac{0.355 \times 6.37 \times 62.3}{0.83 \times 6.72 \times 10^{-4}} = 213711.11$$

$$\frac{\epsilon}{D} = 0.00045$$

$$f = 0.0185$$

Podemos calcular la longitud observando el plano de localización general y sabiendo que necesitamos una bomba con su instrumentación respectiva.

Accesorio	No.	L/D	Longitud equivalente (ft)
Tramo recto			2 m = 6.56 ft
Codos de 90°	2	30	20.13
Válvulas de retención (check)	1	135	45.29
Válvula de compuerta	1	13	4.36
			76.34 ft

$$\text{Altura inicial: } 1 \text{ m} = 3.28 \text{ ft}$$

$$\text{Altura final: } 1.90 \text{ m} = 6.23 \text{ ft}$$

$$H = 6.23 - 3.28 + \frac{0.0185 \times 6.37^2 \times 76.34}{2 \times 32.2 \times 0.3355} = 7.57 \text{ ft} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

El material usado será acero.

**Línea de ácido sulfúrico concentrado (98%).**

Se ha considerado que este reactivo se encuentra en un tanque elevado, por lo que su alimentación al reactor de tratamiento no tendrá problemas, usándose el diámetro comercial más pequeño del material que se escoja, en nuestro caso PVC.

Para llenar el tanque elevado se necesitará una bomba, las consideraciones que se hacen para el cálculo de la misma son:

Altura del tanque: 5 metros.

Capacidad del tanque: 500 galones.

Tiempo en que se tendrá lleno el depósito: 10 min.

$$\frac{500 \text{ gal}}{10 \text{ min}} \times \frac{\text{ft}^3}{7.48 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg}} = 0.1114 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

La velocidad recomendada en el "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants" de Ernest E. Ludwig es:  $4 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$

$$A = \frac{0.1114 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{4 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}} = 0.02785 \text{ ft}^2 = 4.01 \text{ in}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 4.01}{\pi}} = 2.26 \text{ in}$$

Las características de la tubería de PVC se han mencionado al tratar la línea de ácido sulfúrico diluido, el diámetro de 2.26 in se acerca al nominal de 2 in con diámetro interno de 2.193 in:

$$A = \frac{\pi (2.193)^2}{4} = 3.78 \text{ in}^2 = 0.0263 \text{ ft}^2$$

$$u = \frac{0.1114 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}}{0.0263 \text{ ft}^2} = 4.24 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

Las propiedades de este fluido son:

$$\rho = 1.8310 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} = 114.07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\mu = 20.5 \text{ cp}$$

Usando la fórmula de caída de presión para una tubería con un factor de Hazen y Williams de 150:

$$P_{100} = \frac{(50)^{1.76} (20.5)^{0.24} (114.07)^{0.76}}{(2.193)^{4.76}} = 1758.34 \text{ psi}$$

$$= 2198.03 \text{ ft} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

Para calcular la longitud equivalente se sabe que la bomba debe contar con una válvula de compuerta y otra de retención.

$$\text{Altura inicial: } 1 \text{ m} = 3.28 \text{ ft}$$

$$\text{Altura final: } 5 \text{ m} = 16.39 \text{ ft}$$

Accesorio	No.	L/D	Longitud equivalente
Tramo recto			16.39
Codos de 90°	2	30	11.30
Válvulas de retención (check)	1	135	25.42
Válvula de compuerta	1	13	2.45
			55.46 ft

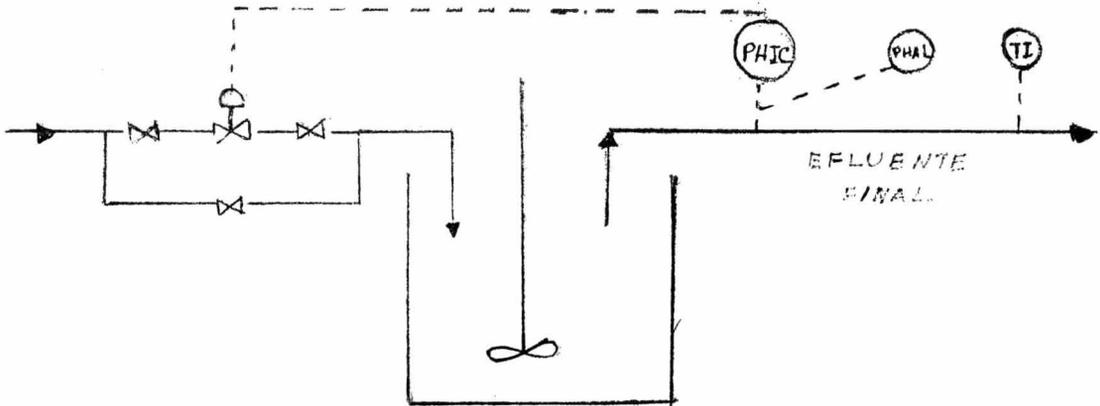
$$H = 16.39 - 3.28 + \frac{2198.03 \times 55.46}{100} = 128.05 \text{ ft} \frac{\text{lb}}{\text{lb}}$$

El material usado será Durimet.

### Sistema de control de efluentes.

La variable más importante a controlar es el pH del efluente de salida, como se ha mencionado será necesario añadir ácido sulfúrico concentrado para regularlo. El ácido sulfúrico se encuentra en un tanque elevado, por lo que el suministro se lleva a cabo por gravedad y resulta fácil de controlar, uno de los arreglos para lograrlo es el siguiente:

gararlo es el siguiente:



se coloca en la línea del efluente de salida un indicador controlador de pH (PHIC) conectado con la válvula de control en la línea que maneja el ácido sulfúrico concentrado, además se ha incluido una señal de alarma (PHAL) para el cuarto de control, en el caso de que se presente el problema de no tener el pH necesario.

La temperatura es una de las características del efluente de salida que resulta importante conocer por lo que se ha puesto un indicador (TI) para la misma.

Para regular la descarga de los tanques de almacenamiento de los efluentes que no han sido tratados, pueden conectarse interruptores al circuito del motor de la bomba, de manera que ésta empiece a trabajar cuando el líquido alcance el nivel superior y pare cuando el tanque se ha vaciado; según el diseño que se ha hecho se efectuará una vez al día, y puede ajustarse de manera que tenga lugar durante las mañanas para que en el caso de surgir algún problema, sea más fácil la solución.

## **COSTOS.**

**Costo del equipo.** Para tener el costo del equipo nos basamos en los precios del primer semestre de 1976.

Tanque de neutralización.

Material: acero.

Recubrimiento: polipropileno.

Dimensiones: diámetro = 1.98 metros

altura = 1.98 metros

Tiempo de residencia: 5 minutos.

Costo: 31 200.00 M.N.

Agitador del tanque.

Potencia: 1.4 hp.

Material: acero al carbón recubierto con hule.

Costo: 18 750.00 M.N.

Tanque de lodos de salmuera.

Material: acero.

Recubrimiento: FRP.

Dimensiones: diámetro = 2.41 metros.

altura = 2.89 metros.

Tiempo de residencia: 24 horas.

Costo: 17 500.00 M.N.

Bomba de lodos de salmuera.

Tipo: horizontal centrífuga con impulsor abierto.

Material: Fierro dúctil.

Capacidad: 225 gpm.

Cabeza: 30 ft  $\frac{\text{lb}}{\text{lb}}$

Potencia del motor: 4 hp.

Costo: 38 075.00 M.N.

Tanque de ácido sulfúrico diluido.

Material: PVC.

Dimensiones: diámetro = 1.46 metros.

altura = 1.75 metros.

Tiempo de residencia: 24 horas.

Costo: 6 162.50 M.N.

Bomba de ácido sulfúrico diluido.

Tipo: horizontal centrífuga.

Material: Durimet.

Capacidad: 50 gpm.

Cabeza: 21 ft  $\frac{\text{lb}}{\text{lb}}$

Potencia del motor: 1 hp.

Costo: 50 762.50 M.N.

Tanque de purgas alcalina.

**Material:** acero.

Recubrimiento: polipropileno.

Dimensiones: diámetro = 1.80 metros

altura = 2.16 metros

Tiempo de residencia: 1 hora.

Costo: 8 687.50 M.N.

**Bomba de purgas alcalinas:**

Tipo: horizontal centrífuga.

Material: acero inoxidable 304 L.

Capacidad: 23 gpm.

Cabeza: 20 ft  $\frac{\text{lb}}{\text{lb}}$

Potencia del motor: 1/2 hp.

Costo: 57 112.50 M.N.

**Tanque de agua de enfriamiento.**

**Material:** acero.

Dimensiones: diámetro = 4.00 metros

altura = 4.80 metros

Tiempo de residencia: 1 hora.

Costo: 48 937.50 M.N.

**Bomba de agua de enfriamiento:**

Tipo: horizontal centrífuga.

Material: acero.

Capacidad: 253 gpm.

Cabeza: 10 ft  $\frac{\text{lb}}{\text{lb}}$

Potencia del motor: 1 1/2 hp.

Costo: 20 750.00 M.N.

**Tanque de ácido sulfúrico concentrado.**

**Material:** PVC.

Dimensiones: diámetro = 1.26 metros

altura = 1.51 metros

Costo: 4 337.50 M.N.

**Bomba de ácido sulfúrico concentrado.**

Tipo: horizontal centrífuga.

Material: Durimet.

Capacidad: 50 gpm.  $\frac{\text{lb}}{\text{lb}}$

Cabeza: 128.05 ft  $\frac{\text{lb}}{\text{lb}}$

Potencia del motor: 1/4 hp.

Costo: 51 575.00 M.N.

**Costos directos.**—Para su estimación se tomaron los porcentajes sobre el costo del equipo que presenta el "Plant Design and Economics for Chemical Engineers" de Peters J. Timmerhausen.

Concepto	% del costo del equipo	Costo M. N.
Equipo	100	374 350.00
Fletes	5	18 717.50
Instalación del equipo	36	134 766.00
Instrumentación	28	104 818.00
Tubería instalada	32	119 792.00
Instalación eléctrica	5	18 717.50
		<hr/>
		771 161.00

**Costo de operación.**—Tomando en cuenta que no todas las bombas trabajan durante todo el día, suponiendo que se trabajan 360 días por año y considerando que el costo promedio del kilowatt-hora es 0.25 M.N.

Concepto	Costo por año
Bombeo de lodos de salmuera (4hp)	1 176.88
Bombeo de ácido sulfúrico diluído (1hp)	1 544.22
Bombeo de purgas alcalinas (1/2hp)	772.11
Bombeo de agua de enfriamiento (1 1/2hp)	2 316.33
Bombeo de ácido sulfúrico concentrado (1/4hp)	65.00
	<hr/>
	5 874.54

**Resumen.**

Costos directos	771 161.00 M.N.
Costos de operación.	5 874.00 M.N.

## I X

### CONCLUSIONES

Día con día, el problema de la contaminación ambiental se torna más importante. Es un problema de concientización al que tanto las autoridades competentes como las industriales deben prestar gran atención. Al darnos cuenta de que es un tema sobre el que resulta urgente trabajar, decidimos enfocar este estudio al mismo.

En este trabajo se ha dirigido la atención al acondicionamiento de los efluentes de una planta productora de cloro y sosa. El panorama que se encuentra en esta industria es el siguiente: se cuenta con la ventaja de que al usar celdas de diafragma se evita el tener que tomar en cuenta como contaminante al mercurio que es una sustancia altamente tóxica y que representaba un peligro en esta clase de plantas. Se tiene además la suerte de contar con una corriente ácida y otras alcalinas con algunos sólidos, la solución más sencilla es mezclarlas, además al estudiar un poco más el asunto resulta que las sales que forman la parte sólida se solubilizan al baja el pH por lo que se resuelven dos problemas a la vez; para neutralizar completamente debe añadirse una pequeña cantidad adicional de ácido sulfúrico concentrado. Para proporcionar la temperatura adecuada se añade agua de enfriamiento que además presenta la ventaja de diluir la corriente.

En el caso particular que se ha analizado, resulta que el volumen de los efluentes es pequeño por lo que se propone una operación intermitente. En el caso de tener una planta mayor en capacidad, podría plantearse un trabajo continuo en la zona de tratamiento, con lo que disminuirá el costo.

Como comentario final se puede afirmar que para cualquier industria resulta importante efectuar un estudio cuidadosa de cada problema de contaminación que se presente para atacarlo lo mejor que se pueda, tener mejor rendimiento, costos bajos y sobre todo evitar una contaminación innecesaria por el bien de toda la comunidad.

## BIBLIOGRAFIA

- Besselièvre, Edmund B.  
The Treatment of Industrial Wastes.  
McGraw Hill.  
1969.
- Brown, George G.  
Operaciones básicas de la Ingeniería Química.  
Editorial Marín, S. A.  
1958.  
1958.  
Cap. 34
- Caraballo, Santander Roberto.  
Proyecto para una planta de sosa cáustica electrolítica en  
Cd. Valles, San Luis Potosí.  
Tesis. UNAM.  
1942.
- Faith, Keyes and Clark.  
Industrial Chemicals.  
Wiley, 2a. Ed.  
1967.
- Gurnham, C. F.  
Principles of Industrial Waste Treatment.  
Wiley, New York.  
1955.
- Hardie, D. W. F.  
Electrolytic Manufacture of Chemicals from Salt.  
Imperial Chemical Industries LTD.  
1975.
- Industrial Process Design for Pollution Control.  
Aiche Workshop.  
American Institute of Chemical Engineers.  
New York.  
1967.
- Kaufmann.  
The Production and Properties of Salt and Brine.  
Reinhold Publishing Corporation.  
New York.
- Manera, Romero Carlos.  
El proceso de fabricación de la sosa cáustica vía electrolítica y proyecto de  
una instalación de una fábrica de este tipo en Orizaba, Veracruz.  
Tesis. UNAM.  
1941.
- Manual de tratamiento de aguas.  
Publicado por el Dpto. de Sanidad del Edo. de Nueva York.  
Ed. Limusa Wiley, S. A.  
1964.
- Nemerow, N. L.  
Theory and Practice of Industrial Waste Treatment.  
Addison-Wesley, Mass.  
1963.