

**Universidad Nacional Autónoma de México**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN**



---

**PROYECTO DE UNA PLANTA DESMINERALIZADORA DE  
AGUA EMPLEANDO RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO**



SECCION DE EXAMENES  
PROFESIONALES Y DE GRADO

**TESIS PROFESIONAL**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A:

**ARTURO ORTEGA DIAZ**

Dirigida por: I. Q. David Paredes Hoyuela

**1 9 8 2**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**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.

, I N D I C E

	PAG.
OBJETIVO .....	1
1. INTRODUCCION .....	3
1.1 Intercambio iónico .....	3
1.2 Proceso de Desmineralización de Agua....	10
1.3 Descripción de un Sistema de Intercambio Iónico utilizando Regeneración Convencional .....	16
1.4 Descripción de un Sistema de Intercambio Iónico utilizando Regeneración Ascendente en la Resina Catiónica .....	21
1.5 Internos para Recipientes utilizados en Desmineralización .....	26
2. CRITERIOS PARA LA SELECCION DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO .....	37
2.1 Requerimientos de proceso .....	37
2.2 Requerimientos de Operación .....	38
3. SELECCION DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO...	42
3.1 Bases de Diseño .....	42
3.2 Selección del Sistema de Intercambio Iónico .....	44
3.3 Diagrama de Flujo .....	45
4. CALCULO DE LA UNIDAD DESMINERALIZADORA DE AGUA, UTILIZANDO REGENERACION ASCENDENTE .....	49
4.1 Selección de Niveles de Regeneración....	49
4.2 Unidad Aniónica Fuerte .....	55
4.3 Unidad Catiónica Fuerte .....	61

4.4	Neutralización de Efluentes Provenientes de la Regeneración de la Unidad Desmineralizadora. ....	67
5.	DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES QUE CONTENDRAN LAS RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO.....	74
5.1	Unidad Aniónica .....	74
5.2	Unidad Catiónica.....	76
6.	SECUENCIA DE REGENERACION .....	78
6.1	Resina Aniónica .....	78
6.2	Resina Catiónica .....	83
6.3	Tabla de Secuencias de Regeneración.....	89
7.	CALCULO Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO COMPLEMENTARIO.....	90
7.1	Desgasificador .....	90
7.2	Cambiador de Calor .....	92
7.3	Tanques de Almacenamiento y de Día para ácido y sosa .....	97
7.4	Selección de bombas .....	100
8.	CONCLUSIONES .....	103
	BIBLIOGRAFIA .....	105
	APENDICE.	
	TABLA I. Términos Empleados .....	106

	PAG.
TABLA II Impurezas comunes en el agua cruda.....	107
TABLA III Factores de conversión para cálculos de- Intercambio Iónico .....	111
TABLA IV Factores de Conversión a equivalentes co mo $\text{CaCO}_3$ .....	112
TABLA V Amberlite IR-120 PLUS. Propiedades físi- cas y condiciones de operación sugeridas.	114
TABLA VI Amberlite IRA-402. Propiedades físicas y condiciones de operación sugeridas.....	116

## OBJETIVO.

La finalidad del presente trabajo es describir el cálculo de un sistema de desmineralización de agua, utilizando resinas de intercambio iónico; a su vez, mostrar algunos de los factores que deben tomarse en consideración: - análisis del agua a tratar, requerimientos del agua efluente, rangos de flujo y operación de la planta.

En esta trabajo se considera el diseño de una planta desmineralizadora de agua que tendrá como fin alimentar la estación de calderas para producir vapor sobrecalentado a  $70 \text{ Kg/cm}^2 \text{ M}$ ; posteriormente éste será utilizado para generar fuerza motriz. El agua no deberá contener una cantidad mayor de 5 ppm de sodio (como  $\text{CaCO}_3$ ) y no excederá 0.1 ppm de sílice (como  $\text{CaCO}_3$ ).

La planta estará localizada en Coatzacoalcos, Ver. El suministro de agua provendrá del Río Coatzacoalcos, la cual será previamente tratada mediante una clarifloculación y finalmente una filtración en filtros de arena. Este pretratamiento se realiza para evitar contaminación en los lechos de intercambio iónico.

Otro punto de importancia a tratar, es la introducción de la regeneración ascendente en lechos de resina catiónica fuertemente ácida y sus particularidades con respecto a la regeneración convencional. Inclusive, los cálculos del lecho catiónico están basados en información específica para regeneración ascendente.

Emplear resinas de intercambio iónico para obtener agua con cierta calidad especificada, requiere de un análisis profundo para decidir que arreglo de sistema desmi-

neralizador es el adecuado (ver introducción).

De aquí que, el alcance de este trabajo esté enfocado técnicamente a la elección y aplicación de resinas de intercambio iónico en la desmineralización de agua.

## 1.- INTRODUCCION.

Las resinas de intercambio iónico son usadas para modificar el análisis químico del agua en diferentes formas. - Remueven selectivamente los iones indeseables en el agua, - reemplazándolos con un número equivalente de iones deseables

### 1.1 INTERCAMBIO IONICO.

Las sales contenidas en el agua disociadas en iones cargados positiva y negativamente (Cationes y Aniones), que -- permiten a la solución conducir electricidad, son llamadas polielectrolitos. Las soluciones están en estado de electroneutralidad, o sea que, las cargas positivas neutralizan las cargas negativas.

En forma similar los intercambiadores iónicos contienen cationes y aniones en una condición de electroneutralidad. Pero los intercambiadores difieren de las soluciones en que sólo una de las dos especies iónicas es móvil, esto es, intercambiable. Por ejemplo, un intercambiador catiónico con radical sulfónico tiene unos sitios de intercambio iónico inmoviles, consistiendo de radicales aniónicos  $SO_3^-$  a los cuales están unidos los cationes móviles, tales como  $H^+$  ó  $Na^+$ , que pueden intercambiarse en una reacción de intercambio -- iónico. Similarmente un intercambiador aniónico tiene sitios catiónicos inmoviles a los cuales se unen aniones  $OH^-$  intercambiables.

Cuando el intercambio iónico ocurre, los cationes o los aniones en la solución son remplazados por aquellos del intercambiador, pero ambos, la solución y el intercambiador - permanecen en una condición de electroneutralidad. Cuando un catión de  $Ca^{2+}$  deja el agua, debe reemplazar en el intercambiador dos iones  $H^+$ .

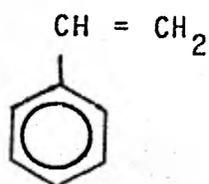
El intercambio iónico entre un intercambiador sólido y el agua conteniendo electrolitos toma lugar sin cambio en el material sólido. Los iones en la solución se difunden - rápidamente entre la cadena molecular del intercambiador, alcanzando el centro activo donde el intercambio de los iones ocurre. Los iones reemplazados se difunden al interior de la solución.

#### 1.1.1 Materiales de Intercambio Iónico.

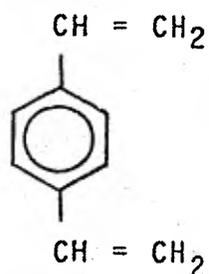
La mayor parte de los materiales de intercambio iónico

utilizados en la desmineralización son resinas sintéticas - hechas por la polimerización de varios compuestos orgánicos. Los compuestos usados más frecuentemente son estireno y divinilbenceno. Los copolímeros de cadenas largas formados de estos compuestos contienen una mayor proporción de estireno (80-92%) y una menor proporción de divinilbenceno (8-20%). El último como ligaduras cruzadas para unir las cadenas poliméricas.

a) Monómero básico.

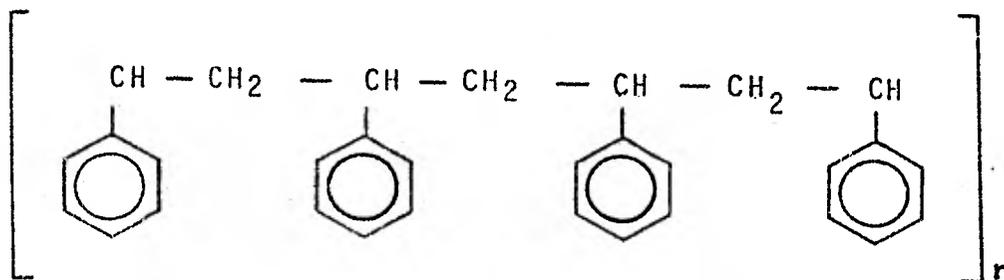


Estireno  
(Vinilbenceno)  
(VB)



Divinilbenceno  
(DVB)

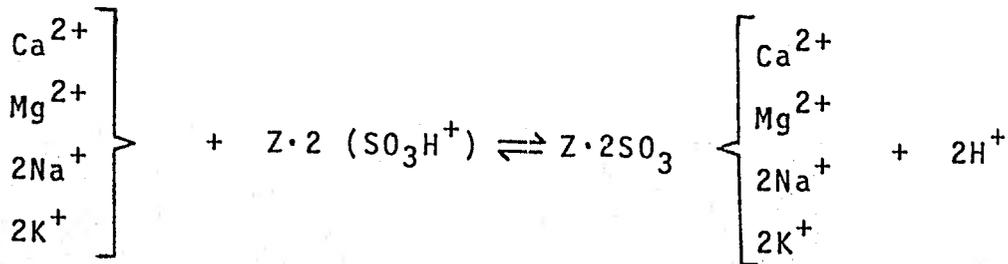
b) Polimerización de estireno a poliestireno.





a) Intercambiadores Catiónicos Fuertemente Ácidos en la Forma Hidrógeno.

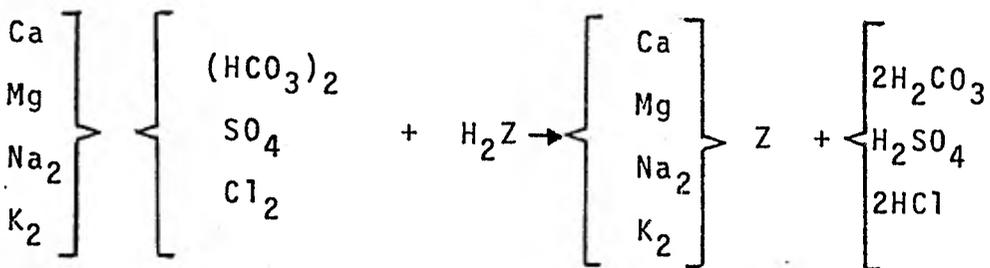
La mayor parte de cationes en el agua son calcio, -- magnesio, sodio, y potasio. Estos son intercambiados por hidrógeno en el intercambiador cationico fuertemente ácido (con grupo funcional ácido sulfónico  $-\text{SO}_3\text{H}$ ), como en la siguiente ecuación, en la forma iónica:



donde Z es la matriz del intercambiador.

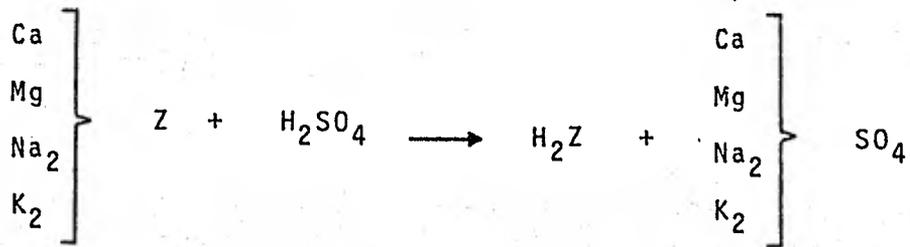
La reacción es reversible: a la derecha durante la fase de agotamiento del ciclo de intercambio, cuando el agua es tratada, y a la izquierda durante la fase de regeneración, cuando los regenerantes (ácido sulfúrico o clorhídrico) remueven del intercambiador los cationes previamente atrapados del agua y restaura el intercambiador a su forma hidrógeno.

Las siguientes ecuaciones representan la fase de agotamiento y regeneración de la resina respectivamente. El grupo  $-\text{SO}_3\text{H}$  se omite.



Así las sales en el agua se transforman a sus correspondientes ácidos; formando la denominada acidez mineral libre.

La regeneración con ácido sulfúrico se muestra a continuación.

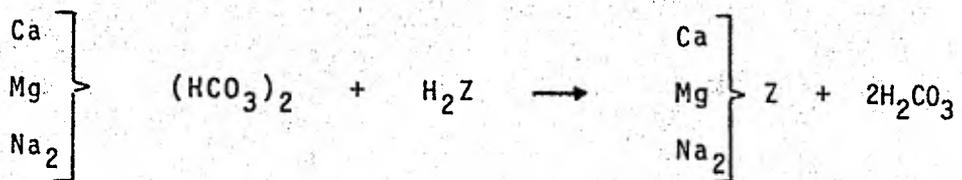


De esta forma los cationes son eliminados del intercambiador como sulfatos.

b) Intercambiadores Catiónicos débilmente ácidos en la Forma Hidrógeno.

Este tipo de intercambiadores contienen grupos funcionales ácido carboxílico,  $-\text{COOH}$ , y remueven sólo a aquella parte de los cationes totales que es equivalente en cantidad a la alcalinidad presente debida a bicarbonatos.

La reacción de agotamiento esta expresada como:

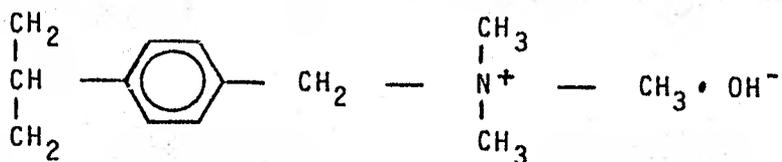


Los bicarbonatos en el agua se convierten en ácido carbónico.

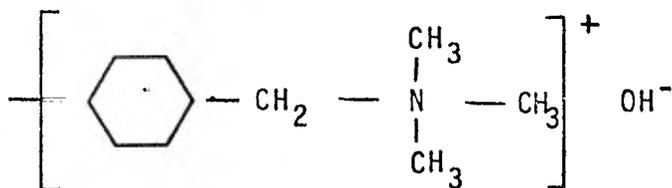
La reacción de regeneración es similar al punto No. I.1.2.a.

1.1.3 Intercambiadores Aniónicos.

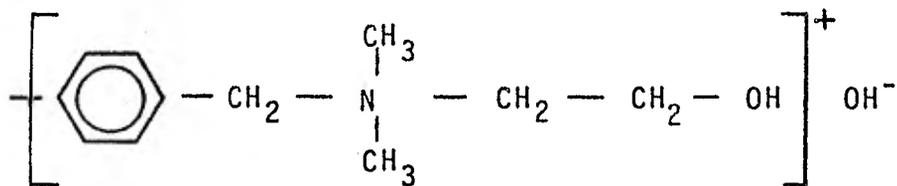
En la manufactura de muchos intercambiadores aniónicos, la matriz es clorometilada y aminada.



Se producen también intercambiadores aniónicos fuerte y débilmente básicos. Existen dos tipos de intercambiadores fuertemente básicos: Tipo I, con un grupo funcional amina cuaternaria.



y tipo II, con un grupo funcional de amina cuaternaria escasamente modificada.

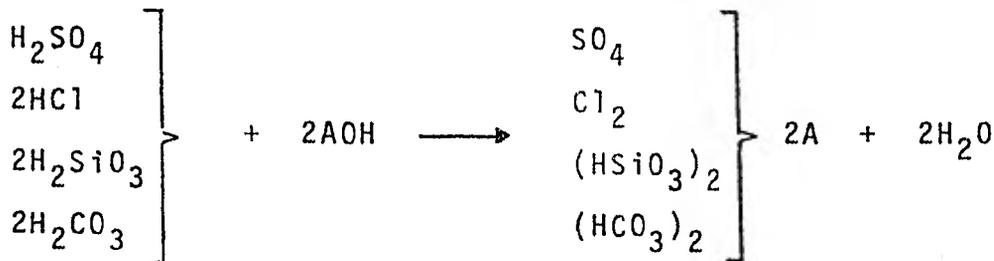


a) Intercambiadores aniónicos fuertemente básicos en la Forma Hidrógeno.

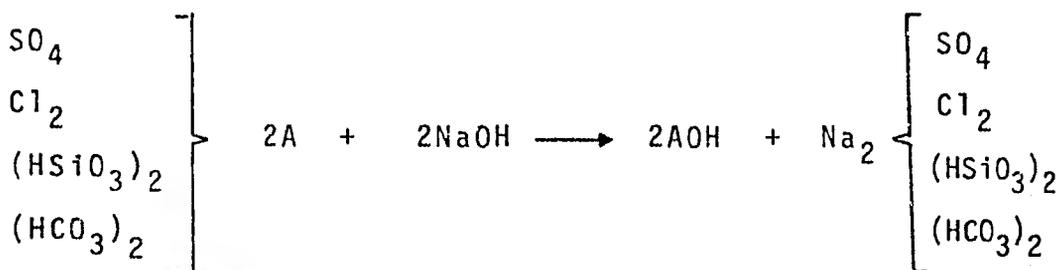
La mayor aplicación de la desmineralización ha sido en obtener agua con calidad apropiada para alimentar calderas, en la cual la eliminación de sílice es importante.

Un intercambiador aniónico fuertemente básico puede remover ambos ácidos, fuertes o débiles.

FASE DE AGOTAMIENTO.



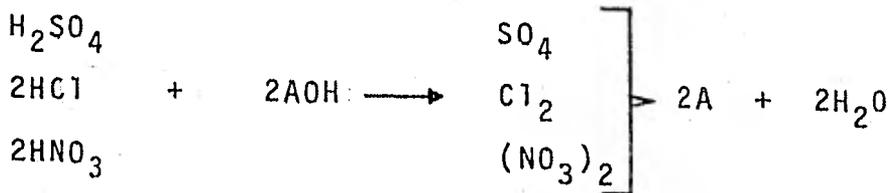
Sólo un álcali fuertemente básico puede ser usado para la regeneración.



b) Intercambiadores Aniónicos Débilmente básicos en la Forma Hidróxido.

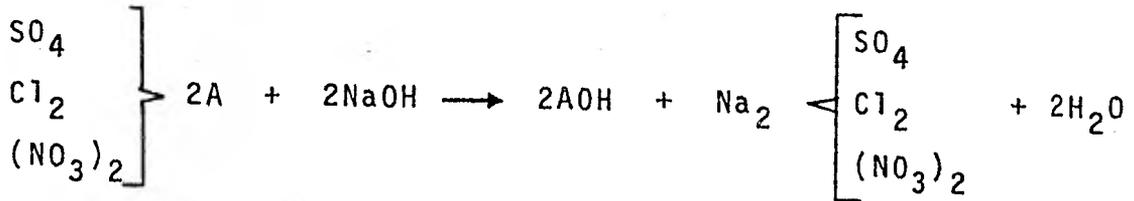
Los intercambiadores débilmente básicos pueden remover sólo los ácidos altamente disociados (ácido sulfúrico, clorhídrico o nítrico) del efluente del primer intercambiador. Con este tipo no pueden removerse los ácidos débilmente disociados, ácido carbónico debido a la alcalinidad y silícico, del sílice contenido en el agua.

La reacción de agotamiento se expresa como:



donde A es la matriz del intercambiador.

Los regenerantes de las resinas básicamente débiles pueden ser: hidróxido de sodio, carbonato de sodio ó amoníaco. La reacción para hidróxido de sodio es:



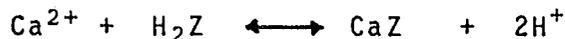
PROCESO DE DESMINERALIZACION DE AGUA

La aplicación apropiada de resinas de intercambio iónico para el tratamiento de agua requiere de la evaluación cuidadosa de varios factores\*. Debe presentarse atención especial a los procedimientos de operación empleados con todos los materiales de intercambio iónico. La selección óptima de un proceso y de la resina a partir de una serie de opciones, - permitirá la mayor remuneración sobre el capital invertido.

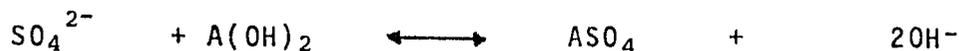
El uso de sistemas con resina de intercambio iónico para la desmineralización de agua a brotado a consecuencia de su gran aplicación en cientos de instalaciones comerciales, algunas manejando miles de metros cúbicos por día. Esta técnica tiene un alcance desde el servicio de agua para calderas hasta la industria de procesar alimentos. Los sistemas basados en el uso de resinas macrorreticulares están ahora disponibles para producir agua libre de las últimas trazas de coloides y sólidos iónicos disueltos.

El método clásico para desmineralizar agua con resinas - involucra dos lechos, uno con resina de intercambio catiónico del tipo ácido sulfónico en la forma hidrógeno y otro con resina de intercambio aniónico en la forma hidróxido. El intercambio iónico consiste de la conversión de sales a sus correspondientes ácidos por intercambiadores catiónicos y la eliminación de estos ácidos por intercambiadores aniónicos.

a) Intercambio de cationes.



b) Intercambio de aniones.

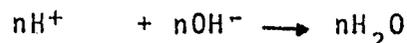


donde

Z = una resina de intercambio catiónico

A = una resina de intercambio aniónico

Los iones hidrógeno provenientes del intercambiador catiónico son neutralizados por los iones hidroxilos de la resina - aniónica



\* Operación de la planta, calidad del efluente, método de regeneración, fuga iónica, diseño de los recipientes e internos, etc.

El resultado final de las reacciones anteriores es la - eliminación de electrolitos y obtención de agua desmineralizada.

Los dos tipos de intercambiadores comunmente están en columnas separadas y en serie. El agua pasa primero a través de una columna y posteriormente a la otra. Normalmente el intercambiador catiónico precede al aniónico. Los intercambiadores pueden estar mezclados en una columna, llamada lecho mezclado.

Existen tres pasos principales para efectuar la desmineralización.

I.- Remover cationes.

II.- Remover  $\text{CO}_2$ .

separación física por aereación ó deaereación en una torre desgasificadora.

III.- Remover aniones.

Con estos tres pasos y dependiendo de las resinas empleadas en cada uno de ellos se pueden hacer varios sistemas o arreglos.

La inclusión de la torre desgasificadora depende de consideraciones económicas. Este equipo reduce el dióxido de carbono presente en el efluente de las unidades catiónicas. La reducción del  $\text{CO}_2$  por aereación, resulta en alternativas ser más económico que aquel efectuado por un intercambiador aniónico fuertemente básico. La alcalinidad es factor importante para incluir el desgasificador, cuando esta excede 80 ppm\* (como  $\text{CaCO}_3$ ) se recomienda utilizar eliminación mecánica.

El costo del desgasificador más las bombas de transferencia debe ser comparado contra el de la resina aniónica y el consumo de sosa caústica en la regeneración de aquella.

En la mayoría de los casos interesa reducir la carga aniónica que llega al intercambiador de aniones, y por lo tanto, la inclusión de un desgasificador atmosférico.

La necesidad de cumplir con la calidad de agua especificada, ha originado avances en el diseño de equipo, y ha re-

\* Este es un valor que puede variar tomando en cuenta el flujo de agua a tratar

querido la incorporación de ideas; las que en muchos casos, tiende a salirse de la desmineralización convencional.

Existen diferentes arreglos del equipo de intercambio iónico, los cuales pueden dar como resultado calidades de efluentes similares; sin embargo, cada arreglo variará substancialmente en costos de operación, instalación o inversión.

### 1.2.1 Sistemas de Intercambio Iónico.

La desmineralización se realizará según numerosas variantes, debido a que con el esquema simplificado, descrito anteriormente, no se obtiene un intercambio completo y, por otra parte este sistema exige el empleo de un exceso de regenerantes más o menos grande.

Se han estudiado diferentes agrupaciones de intercambiadores con el objeto de aumentar la pureza del agua, o con el de reducir los reactivos de regeneración.

A continuación se ilustran en la tabla 1.2.1 algunos arreglos importantes en desmineralización; para los cuales se definen las siguientes claves:

CF	Resina Catiónica fuertemente Acida.
CD	Resina Catiónica débilmente Acida.
AF	Resina Aniónica fuertemente Básica.
AD	Resina Aniónica débilmente Básica.
LM	Lecho Mezclado (Resina Aniónica + Catiónica.)
D	Desgasificador.

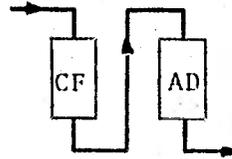
TABLA 1.2.1. ARREGLOS COMUNMENTE ENCONTRADOS EN DESMINERALIZACION.

SISTEMA DESMINERALIZADOR

APLICACION

EFLUENTE TIPICO

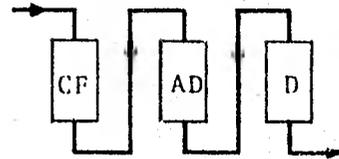
CARACTERISTICAS



No se requiere remo-  
sión de sílice y CO<sub>2</sub>

Conductividad es-  
pecífica 10 a 30  
micromhos/cm<sup>3</sup>

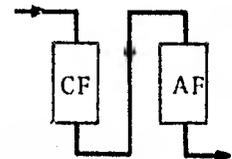
Costos bajos de  
equipo y regene-  
rante.



No se requiere remo-  
sión de sílice pero  
sí de CO<sub>2</sub>

Conductividad es-  
pecífica 10 a 20  
micromhos/cm<sup>3</sup>

Costo bajo rege-  
nerante, pero re-  
quiere adición  
de bombas.

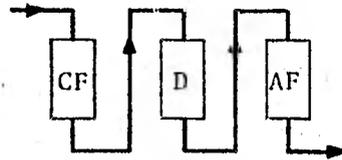


Agua pretratada con-  
alcalinidad baja. Se  
requiere remover el  
sílice.

Conductividad es-  
pecífica de 5 a -  
15 micromhos/cm<sup>3</sup>  
sílice 0.02 a ---  
0.10 ppm.

Costo bajo de -  
equipo. Costo re-  
alto de reacti-  
vos.

TABLA 1.2.1. (Continuación).  
SISTEMA DESMINERALIZADOR



APLICACION

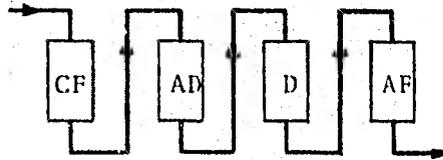
Alcalinidad alta. Se requiere remoción de sílice.

EFLUENTE TIPICO

Conductividad específica 5 a 15 - micromhos/cm<sup>3</sup>. Sílice 0.02 a 0.10 ppm.

CARACTERISTICAS

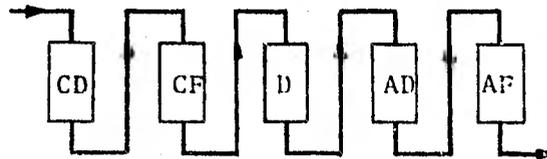
Costo bajo de regenerante. Se requiere adición de bombas.



Alcalinidad alta. Sulfato -- igual a cloruros. Se requiere remoción de sílice.

Conductividad específica 5 a 15 - micromhos/cm<sup>3</sup>. Sílice 0.02 a 0.10 ppm.

Costo bajo de regenerante. Costo alto de equipo. Se requiere adición de bombas.



Dureza, alcalinidad, sulfatos y cloruros altos. Se requiere remoción de sílice

Conductividad específica 5 a 15 - micromhos/cm<sup>3</sup>. Sílice 0.02 a 0.10 ppm.

Costo bajo regenerantes. Costo alto de equipo. Se requiere adición de bombas.

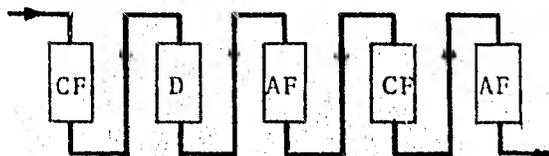
TABLA 1.2.1. (Continuación).

SISTEMA DESMINERALIZADOR

APLICACION

EFLUENTE TIPICO

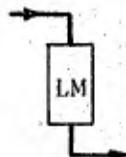
CARACTERISTICAS.



Alcalinidad y -  
contenido de so-  
dio altos. Cali-  
dad alta del --  
efluente espera-  
do.

Conductividad es-  
pecífica 1 a 5 mi-  
cromhos/cm<sup>3</sup>. Sílice  
0.01 a 0.05 -  
ppm.

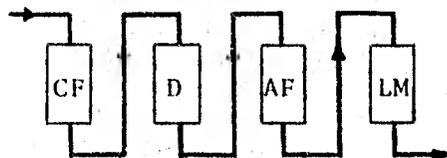
Costo bajo de re-  
generante. Costo  
alto de equipo. -  
Se requiere adici-  
ón de bombas.



Contenido bajo  
de sólidos. Ca-  
lidad alta del  
efluente espera-  
do.

La conductividad  
específica es me-  
nor de 1 micro---  
mho/cm<sup>3</sup>. Sílice -  
0.01 a 0.05 ppm.

Costo alto de re-  
generante. Costo  
bajo de equipo. -  
Requiere adición  
de bombas.



Contenido de só-  
lidos disueltos  
y alcalinidad -  
altos. Calidad  
alta del efluen-  
te esperado.

La conductividad  
específica es me-  
nor de 1 micro---  
mho/cm<sup>3</sup>. Sílice -  
0.01 a 0.05 ppm.

Costo bajo de re-  
generante. Costo  
alto de equipo. -  
Requiere adición  
de bombas.

### DESCRIPCION DE UN SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO UTILIZANDO REGENERACION CONVENCIONAL.

El diseñador de desmineralizadoras tiene una variedad de opciones cuando él decide sobre los componentes de su equipo. El diseño final seleccionado debe ser confiable en el funcionamiento; requerirá un mínimo de mantenimiento y económico en costo.

Los sistemas de desmineralización consisten de varios arreglos como se mostró anteriormente, además las técnicas de regeneración son de importancia primordial para el funcionamiento de la resina. La capacidad de la resina está en función de la técnica de regeneración utilizada. Con el transcurrir de los años se han ido desarrollando técnicas al nivel de laboratorio y, se han llevado a la industria. Algunas dieron resultados favorables en cuestión de eficiencia de la resina pero su operación es alta en costo. Otros todo lo contrario ó se encuentra una serie de variables.

La técnica discutida en este inciso es para lechos fijos regenerados descendientemente (Regeneración Convencional), utilizados comunmente en desmineralización de agua.

La regeneración a contracorriente ó ascendente es el punto a tratar en este estudio. En el capítulo siguiente se explicarán aspectos inherentes a esta técnica de regenerar la resina, así como, en los capítulos sucesivos se profundizará más en el tema.

Ahora, regresando al objetivo de este inciso, se hará la descripción de un sistema de intercambio iónico con regeneración convencional. Los pasos de operación que en este sistema se deben controlar son los siguientes: en su orden, ciclo de servicio o agotamiento (Fig. 1.3.1), retrolavado para la limpieza del intercambiador, (Fig. 1.3.2), dilución e inyección del regenerante (Fig. 1.3.3), desplazamiento de regenerante en todo el lecho de resina ó enjuague lento y finalmente en enjuague rápido (Fig. 1.3.4).

El modo de operación de un sistema de intercambio iónico a otro pueden variar notablemente de un proyecto, a otro dependiendo de los requerimientos del usuario.

Los pasos convencionales generalmente incorporados en la secuencia de regeneración para cualquiera de los arreglos mostrados anteriormente se ilustran a continuación.

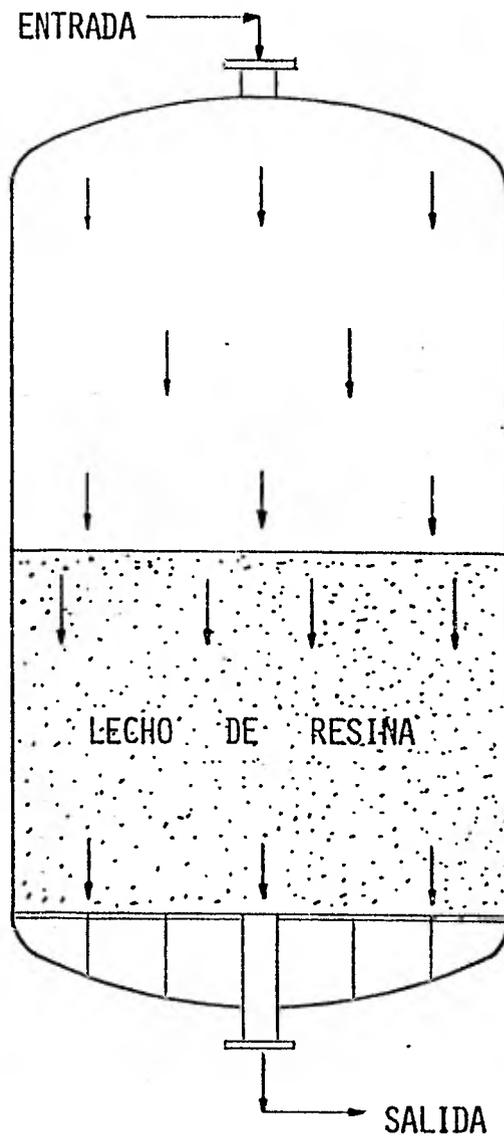


FIGURA 1.3.1

SERVICIO.

Esta operación se efectúa en flujo descendente. El proveedor de la resina da sus recomendaciones del flujo ( $m^3/h/m^2$ ) que ha de suministrarse a la unidad, hasta que los límites de fuga (sodio ó sílice) permisible sean alcanzados. -- También puede finalizarse esta etapa cuando los siguientes criterios sean observados: alta conductividad del efluente, galones totales a tratar, caída de presión y variaciones de pH en el efluente.

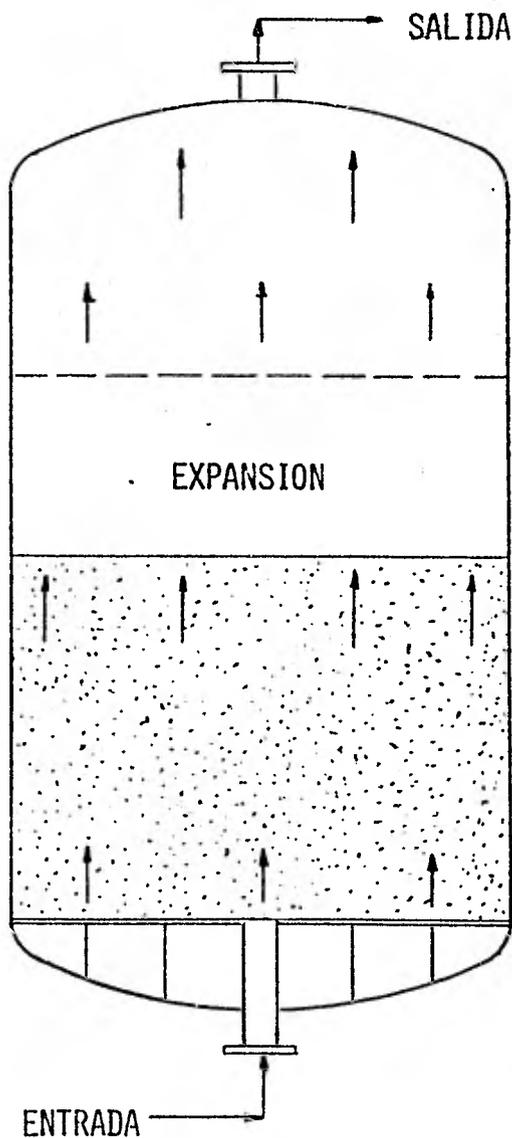


FIGURA 1.3.2

RETROLAVADO.

Operación que se efectúa en flujo ascendente, para expandir y limpiar de sólidos el lecho de resina. El flujo debe ajustarse para compensar cambios en la temperatura del agua. El cambio de la viscosidad en el agua afecta notablemente la hidráulica del sistema. A temperaturas altas, se requieren mayores flujos para lograr un retrolavado apropiado. El período de retrolavado dura hasta que el agua efluente está clara, y comunmente un mínimo de 10 minutos. El flujo de esta etapa y el diseño interno de la unidad deberán evitar pérdidas potenciales de resina.

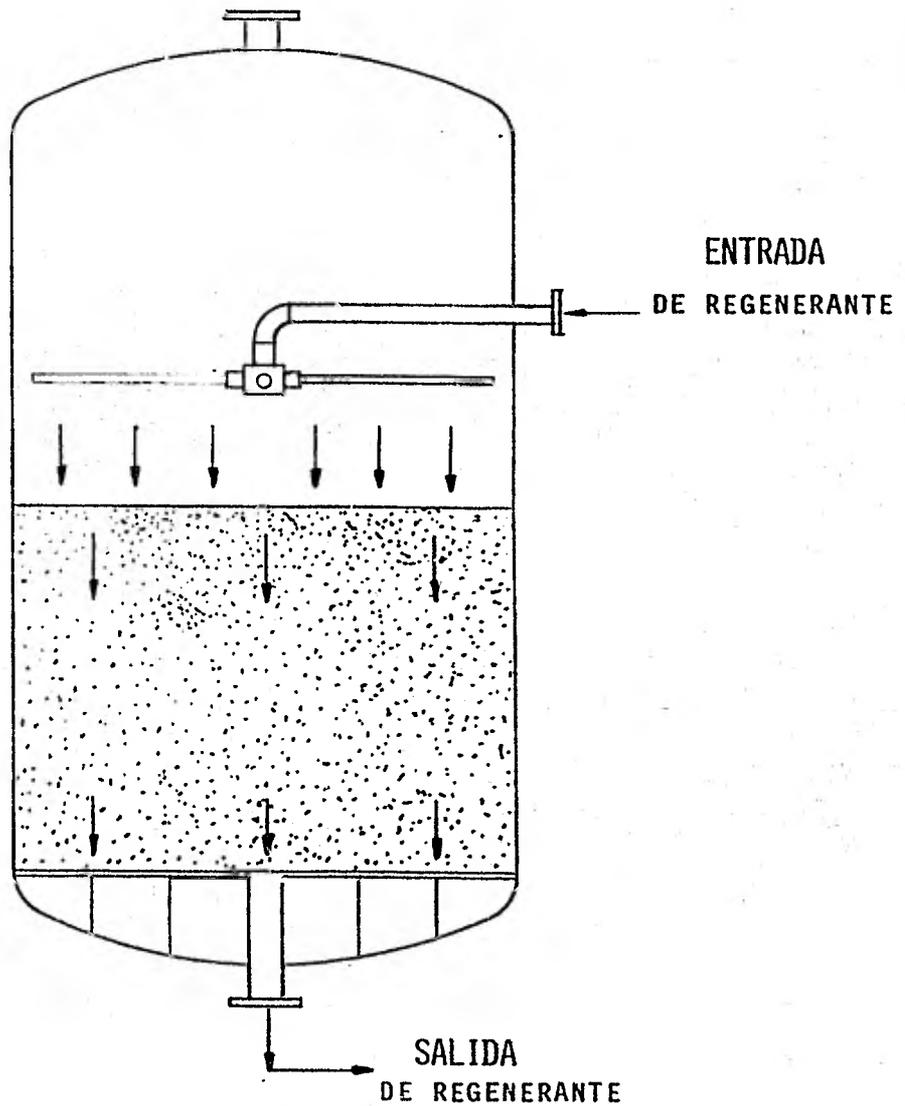


FIGURA 1.3.3

REGENERACION.

El regenerante se introduce a la unidad por la parte superior de la resina y sale por el fondo del recipiente. La dosificación de regenerante, concentración, flujo y tiempo de contacto están determinados por cada aplicación. Los sistemas de distribución y colección deben proporcionar contacto uniforme en todo el lecho.

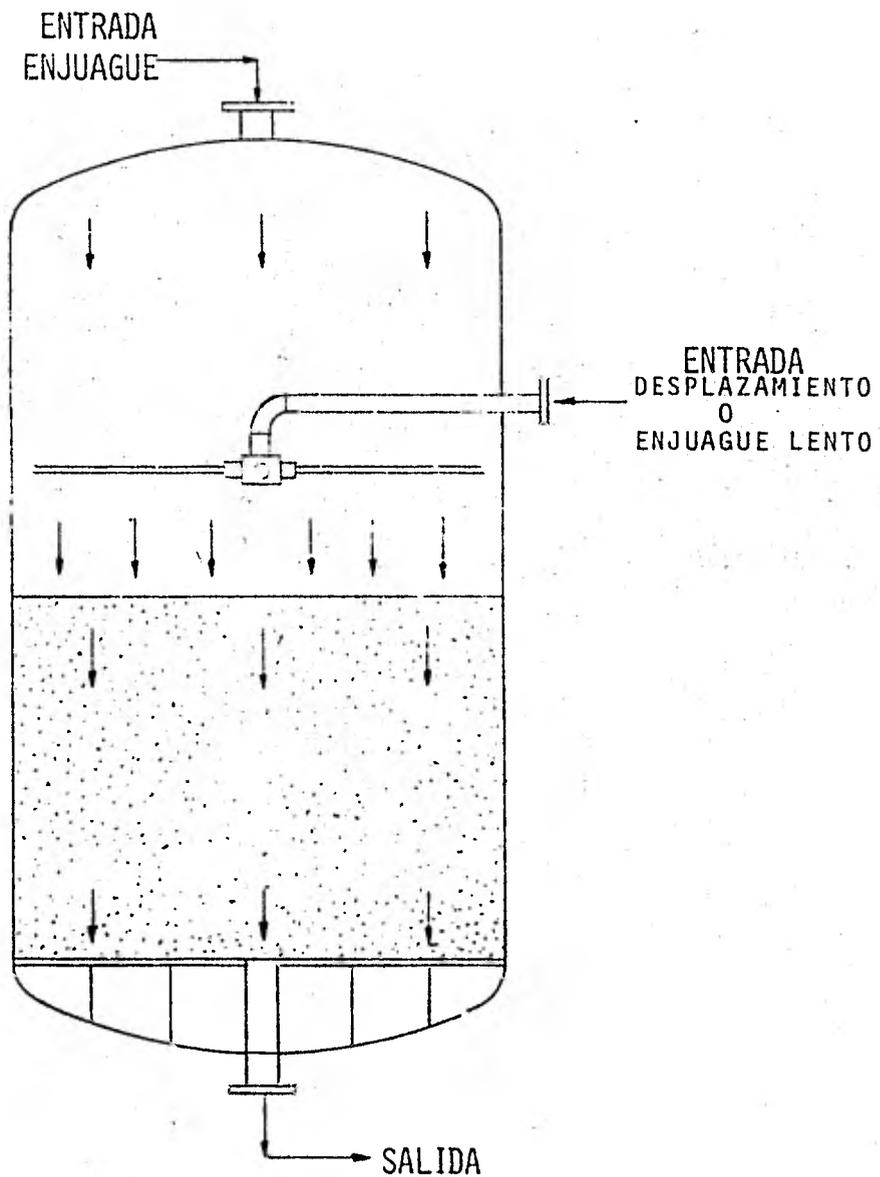


FIGURA 1.3.4

DESPLAZAMIENTO.

Es un enjuague lento que se efectúa para lavar la resina y tubería después de la regeneración. El flujo se lleva a cabo en la dirección del agua de dilución y a la misma velocidad.

ENJUAGUE.

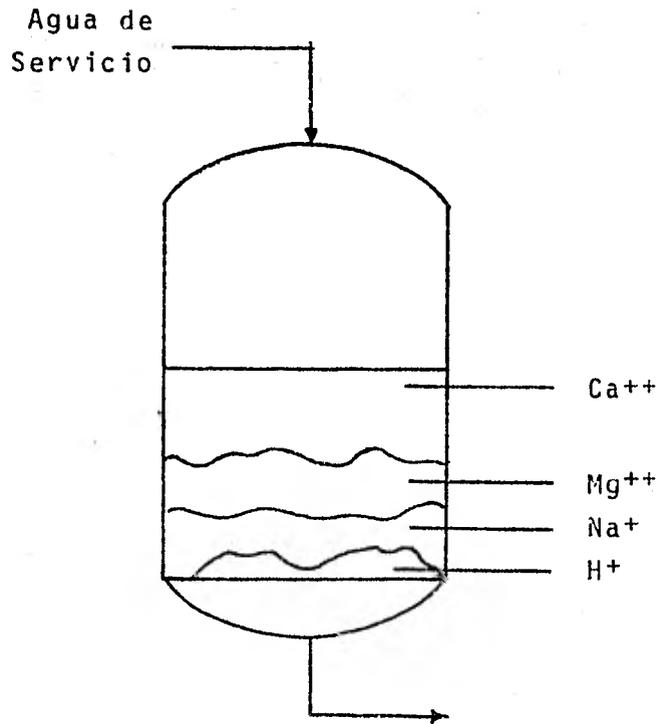
El regenerante será desplazado en esta etapa con agua de-cationizada ó desmineralizada. El volumen total de agua requere-rida está recomendado como un mínimo de 3 veces el volumen de la resina, realizandose en forma semejante al servicio.

1.4)

DESCRIPCION DE UN SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO UTILIZAN-  
DO REGENERACION ASCENDENTE.

Esta técnica sólo difiere a la del inciso anterior - en la etapa de regeneración y su correspondiente desplazamiento.

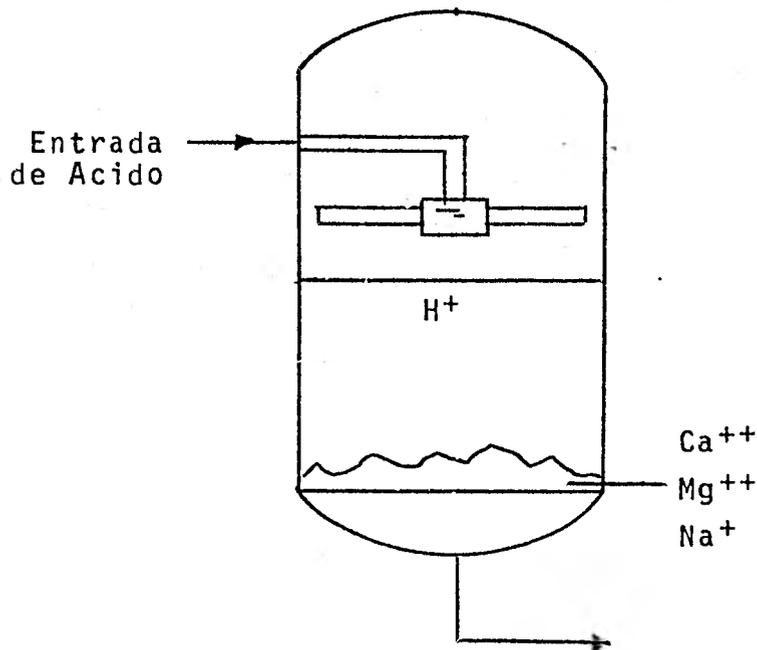
En el servicio el agua pasa a través del lecho de la resina catiónica en flujo descendente, los iones divalentes ( $\text{Ca}^{++}$ ,  $\text{Mg}^{++}$ , etc.) se intercambian más fácilmente -- que los iones monovalentes ( $\text{Na}^+$  y  $\text{K}^+$ ). Cuando el lecho se agote contendrá una banda de iones de calcio en la parte superior del lecho, posteriormente los iones de -- magnesio y finalmente los de sodio en la parte inferior (Fig. 1.4.1).



Ciclo de Servicio

FIGURA 1.4.1

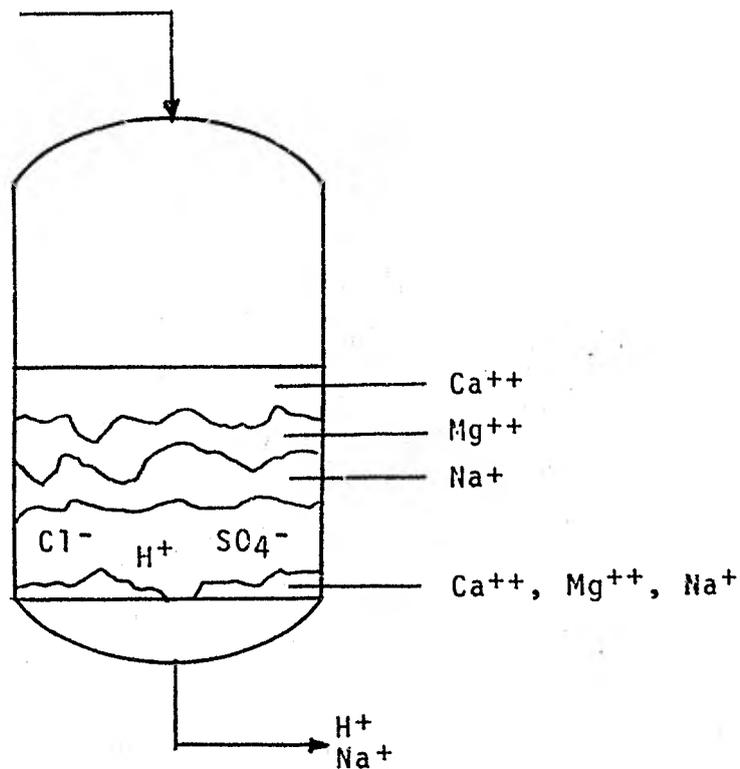
La regeneración descendente con un ácido, reemplaza - muchos de los iones metálicos en la resina por iones hidrógeno. Sin embargo, el desplazamiento de todos los iones no es práctico cuando cantidades considerables de ácido - son incapaces de desplazar todos los iones y algunos permanecen en el fondo del lecho de resina (Fig. 1.4.2)!



Ciclo de Regeneración

FIGURA 1.4.2

Durante el siguiente ciclo de servicio, cuando el - agua pasa en corriente descendente a través del lecho, - va adquiriendo acidez por intercambio de sus iones metálicos por iones hidrógeno. Algunos de los iones de sodio aún presentes del ciclo de regeneración anterior son a--trapados en la corriente efluente (Fig. 1.4.3). La cantidad de fuga disminuye durante el servicio ya que la --



Ciclo de Servicio

FIGURA 1.4.3

cantidad de sodio remanente en el fondo del lecho decrece debido a la fuga. Por lo tanto, el agua de mejor calidad obtenida en una unidad regenerada convencionalmente es justamente antes del agotamiento.

El porcentaje de fuga de cationes se basa en el porcentaje de sodio del total de cationes, el porcentaje de alcalinidad del total de aniones y la dosificación de ácido por metro cubico de resina. La dosis de regenerante se calcula con respecto a la fuga requerida. En aguas con: alto contenido de sólidos totales disueltos (TDS) y sodio ó baja alcalinidad, comunmente requieren dosis considerables de regenerante ó un pulidor (lecho mezclado) para mantenerse una fuga baja. El sistema regenerado a contracorriente elimina la desventaja de consumo altos de ácido para obtener fugas bajas. Cuando el regenerante fluye ascendentemente a través del lecho, la mayoría de los cationes remanentes se depositan en la parte superior de áquel, dejando la resina altamente regenerada en

el fondo del lecho, actuando como un pulidor. Ya que la resina libre de sodio puede alcanzarse esencialmente en el fondo con dosis de ácido bajas. Esto hace que la técnica a contracorriente sea económica.

Con esta forma de regenerar se crea una condición de equilibrio óptimo, que resulta en un lecho más eficiente y altamente regenerado. Los aspectos importantes son.

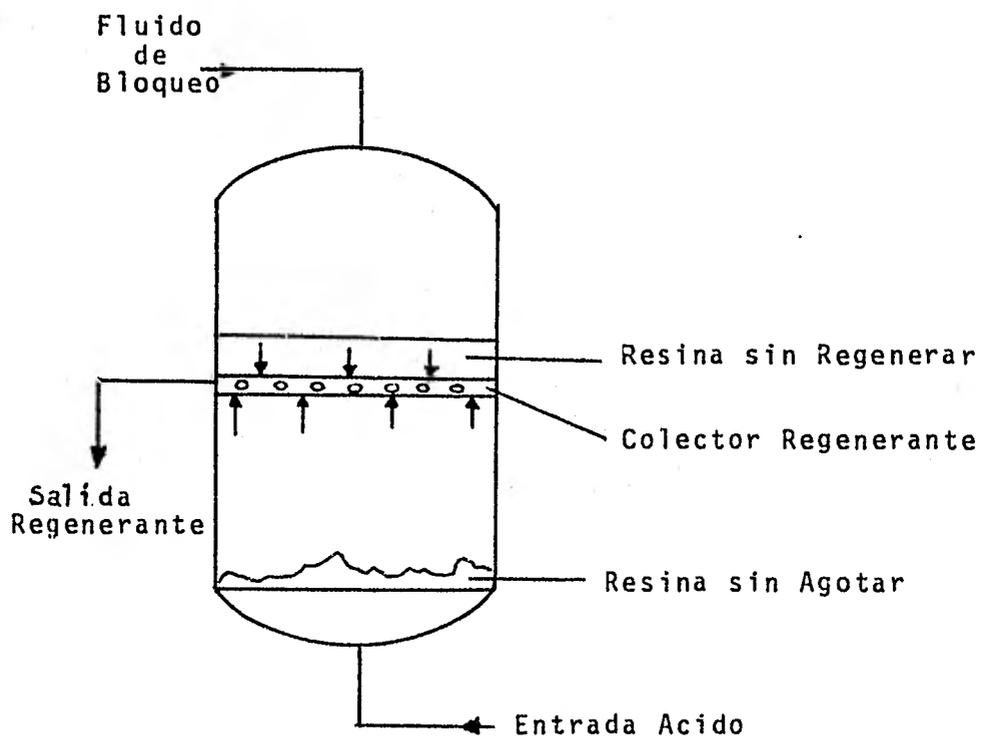
- a.- Consumo bajo de regenerante, comparado contra una unidad regenerada convencionalmente.
- b.- Pueden alcanzarse fugas menores de 1ppm y eliminar la necesidad de una unidad pulidora.
- c.- Las unidades pueden operarse a flujos mayores que en una unidad convencional.
- d.- En la neutralización de efluentes se requerirá menos reactivos.

El sistema a contracorriente no siempre resulta ser la elección apropiada, especialmente si el porcentaje de sodio es bajo y el de la alcalinidad es alto. A causa de esto, la fuga obtenida de un sistema regenerado descendientemente sería más baja y el costo del mismo resultaría bajo.

Cuando se considera la técnica de regeneración ascendente, esta debe diseñarse para aprovechar al máximo la resina. Los internos de la unidad son esenciales para una operación adecuada. Algunos parámetros de diseño son:

- 1.- Un lecho profundo aumenta el aprovechamiento de la resina. Hay una banda en el fondo del lecho (Fig. 1.d.4), que no se agota y una banda en la parte superior que nunca se regenera. Ya que estas bandas no aumentan con el incremento de la profundidad del lecho; ésta aumentaría la capacidad de la resina. También, el aprovechamiento del regenerante se aproximaría a la utilidad completa cuando el lecho resulte más y más profundo, y la eficiencia del regenerante sería máxima.
- 2.- La distribución del regenerante es importante. Este debe ser distribuido uniformemente en todo el lecho. Si el flujo de servicio varía con respecto al flujo del regenerante en grado considerable, un distribuidor debe incluirse en el fondo de la unidad.
- 3.- Mantener un contacto íntimo entre el regenerante y

la resina. No debe permitirse que la resina se flui dice durante la regeneración. La fluidización del lecho ocasiona un contacto pobre. Para evitar este problema se introduce por la entrada de servicio un líquido de bloqueo, mientras que el regenerante se alimenta por el fondo. El flujo combinado sale por un colector intermedio (ver fig. 1.4.4).



Ciclo de Regeneración

FIGURA 1.4.4

## 1.5 INTERNOS PARA RECIPIENTES UTILIZADOS EN DESMINERALIZACION DE AGUA

Los recipientes para el material de intercambio, los distribuidores internos, las válvulas externas y tubería el equipo para manejar el regenerante y almacenarlo, los medios de dilución e inyección de regenerante al lecho - de intercambio, la instrumentación la calidad del influente y el efluente; el inicio y término del ciclo de servicio, son puntos importantes al igual que el control del sistema en el diseño de una planta.

Los recipientes comunmente son verticales y a presión. Estos estarán diseñados de forma tal, que la resina pueda retrolavarse, regenerarse, provocar el mínimo - desgaste y pérdida de la misma. Para evitar acanalamientos asegurando un contacto uniforme del agua ó el regenerante al paso por el lecho; diseño y construcción adecuada de los distribuidores y colectores son esenciales.

Ya que los recipientes para la desmineralización deben resistir el ataque del regenerante, deben construirse de un material a prueba de ácidos ó agua con propiedad ácida. Comúnmente suelen tener un recubrimiento interior de hule u otro tipo de recubrimiento.

Para soportar la resina de intercambio iónico y prevenir su fuga, capas de grava o antracita han sido usadas, pero sistemas de drenaje con pequeñas aberturas (trampas de resina) en el fondo de los recipientes tienen mayor aplicación en la actualidad.

En los esquemas siguientes se muestran una serie de internos empleados para la desmineralización de agua:

- FIGURA 1.5.1 INTERNOS DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO.  
1.5.2 DISTRIBUIDOR DE AGUA CRUDA (TIPO CABEZAL)  
1.5.3 DISTRIBUIDOR DE AGUA CRUDA (TIPO RADIAL).  
1.5.4 DISTRIBUIDOR DE REGENERANTE (TIPO CABEZAL).  
1.5.5 DISTRIBUIDOR DE REGENERANTE (TIPO RADIAL)  
1.5.6 COLECTOR DE AGUA (TIPO CABEZAL).  
1.5.7 COLECTOR DE AGUA (TIPO RADIAL).  
1.5.8 COLECTOR DE AGUA (TIPO PLACA).  
1.5.9 COLECTORES DE INTERFASE.  
1.5.10 LATERALES Y TRAMPAS DE RESINA.

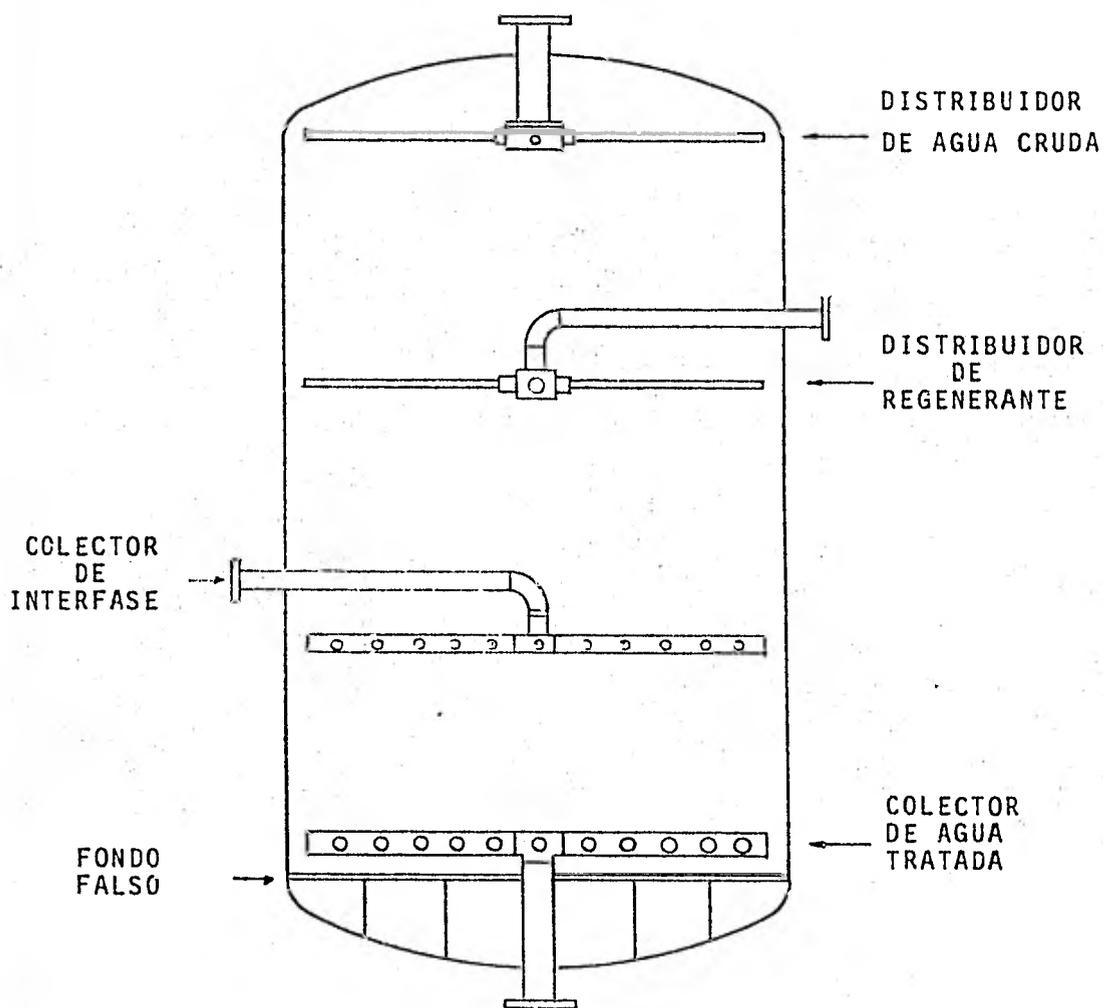
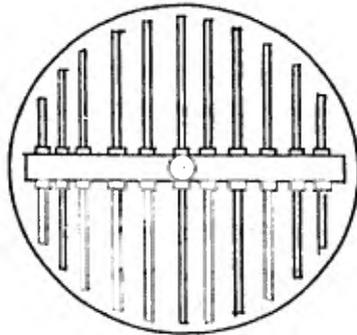


FIGURA .1.5.1

INTERNOS DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO.

VISTA  
SUPERIOR



ENTRADA  
AGUA  
CRUDA

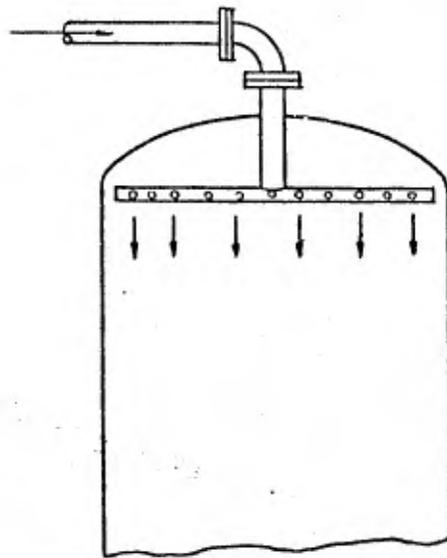
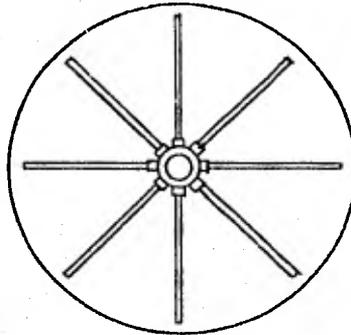


FIGURA 1.5.2  
DISTRIBUIDOR DE AGUA CRUDA.

La figura muestra un distribuidor del tipo cabezal con laterales. Se construyen preferentemente de acero inoxidable. El diseño hidráulico debe permitir una distribución uniforme del flujo de entrada, y que además pueda funcionar como colector de agua de retrolavado.

También se utilizan materiales plásticos tal como PVC ó cuando el diseño del distribuidor lo permite, se utiliza acero al carbón con recubrimiento de hule.

VISTA  
SUPERIOR



ENTRADA  
AGUA  
CRUDA

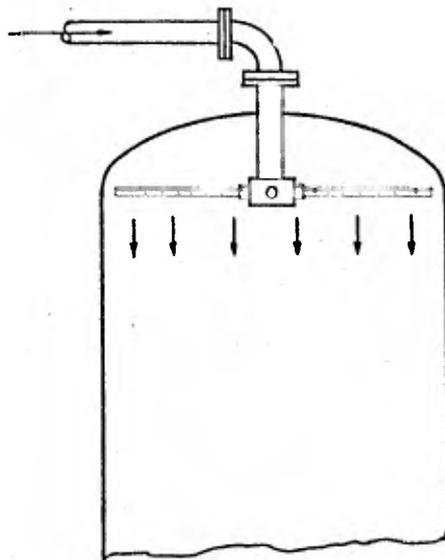


FIGURA 1.5.3

DISTRIBUIDOR DE AGUA CRUDA.

Este consiste de un eje con laterales radiales, sus características son similares al distribuidor de la figura anterior. La elección de uno u otro depende de las condiciones de servicio.

VISTA  
SUPERIOR

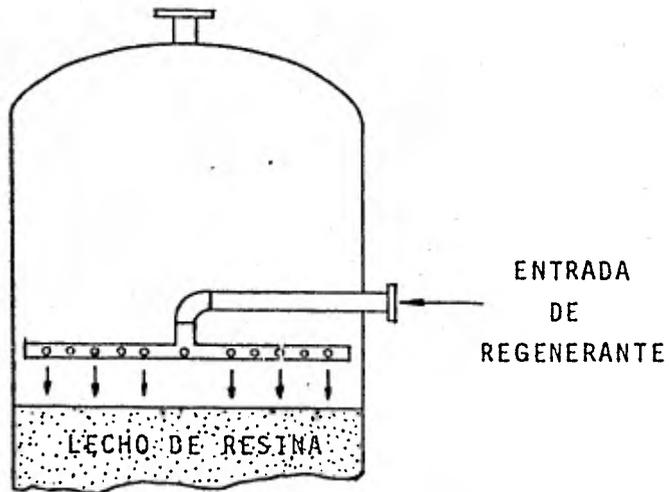
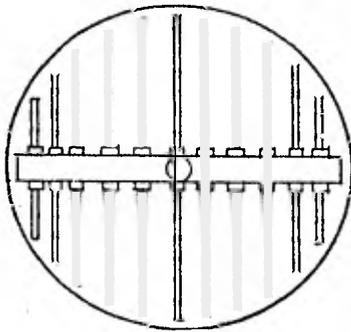


FIGURA 1.5.4

#### DISTRIBUIDOR DE REGENERANTE.

Distribuidor del tipo cabezal con laterales. El material de construcción debe ser resistente a los regenerantes; se prefiere acero inoxidable cuando se emplea  $\text{H}_2\text{SO}_4$  ó  $\text{NaOH}$ . Se usa también material plástico.

Debe permitir el contacto íntimo entre regenerante y resina. Dependiendo de la distribución, la regeneración del lecho se hará total o parcialmente.

VISTA  
SUPERIOR

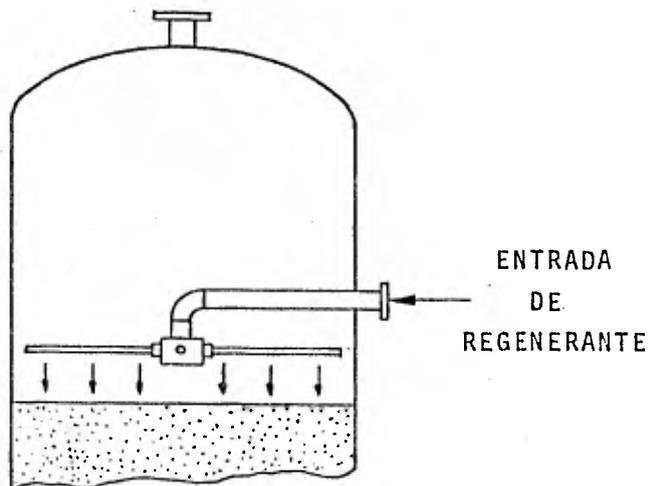
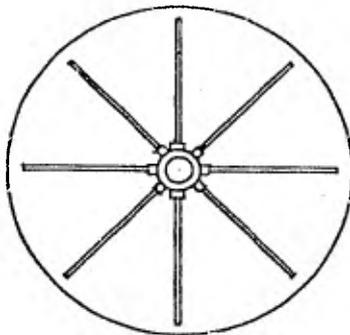


FIGURA 1.5.5

DISTRIBUIDOR DE REGENERANTE.

Este es del tipo eje con laterales radiales. Su funcionamiento es similar al anterior. El distribuidor estará colocado a una altura que considere la expansión -- del lecho de resina durante el retrolavado.

VISTA  
SUPERIOR

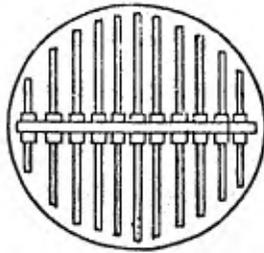


FIGURA 1.5.6

COLECTOR DE AGUA.

Aquí se muestra el construido por cabezal y laterales, cuyo material será el apropiado (por lo regular - acero inoxidable). Debe tener suficiente capacidad para coleccionar el agua tratada ó el regenerante gastado.

VISTA  
SUPERIOR

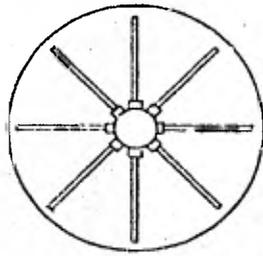
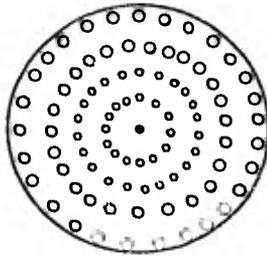


FIGURA 1.5.7.

COLECTOR DE AGUA.

Tipo: Eje con laterales radiales.

VISTA  
SUPERIOR



PLACA DE ACERO AL  
CARBÓN CON RECUBRIMIE  
NTO DE HULE Y CON TRAM  
PAS DE RESINA.

FIGURA 1.5.8

COLECTOR DE AGUA.

Este colector es del tipo placa perforada y con tram pas de resina. La placa es de ac. al carbón con recubrimiento.

Atención particular al diseño del soporte y a la estabilidad del sistema de drenado serán significantes, puesto que de esto depende el funcionamiento correcto de la unidad. La selección del sistema final de drenado estará diseñado para cada aplicación.

VISTA  
SUPERIOR

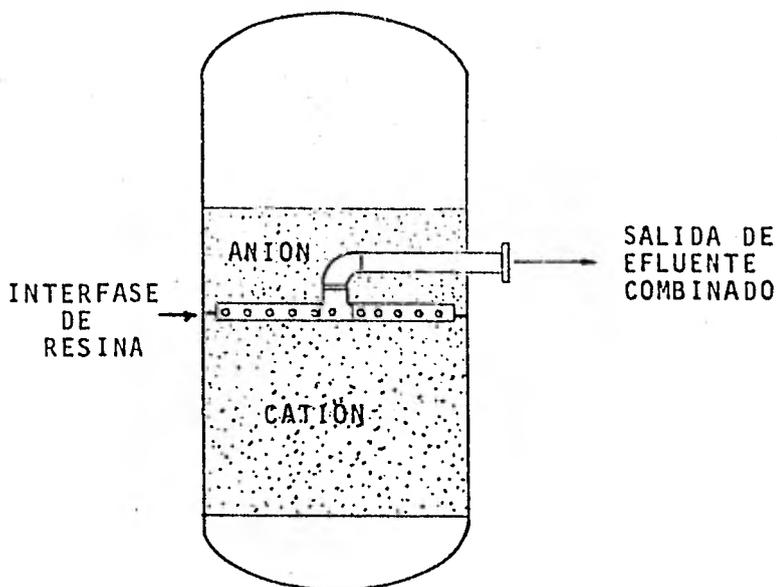
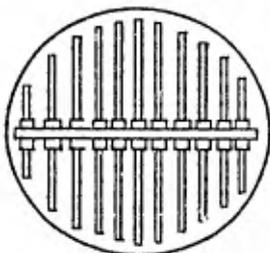
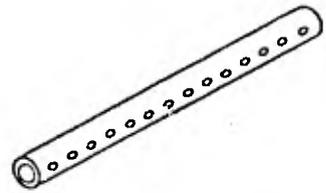
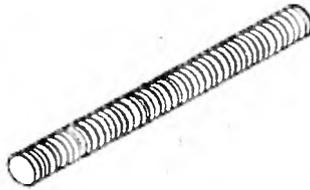
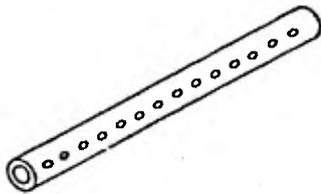


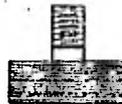
FIGURA 1.5.9

COLECTOR DE INTERFASE (UNIDAD DE LECHO MEZCLADO)

El colector de interfase debe estar diseñado, para co-  
lectar el flujo descendente de NaOH y el flujo ascendente  
de  $H_2SO_4$ , tal que proporcione distribución uniforme del -  
regenerante y su desplazamiento, así como el enjuague. -  
Este colector debe ser similar al sistema de drenado evi-  
tando pérdida de resina. Ya que, este colector está inun-  
dado por la resina enteramente, es importante que esté so-  
portado adecuadamente, y resista ambos movimientos (hacia  
arriba y hacia abajo) y las tensiones creadas por el movi-  
miento.



LATERALES



DISTRIBUIDOR  
AXIAL

TRAMPAS DE RESINA

FIGURA 1.5.10  
COMPONENTES INTERNOS

## 2.- CRITERIOS PARA LA SELECCION DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO.

El uso de las resinas de intercambio iónico en el proceso de tratamiento de agua está en base al diseño apropiado, incluyendo el análisis de agua cruda, requerimientos del agua efluente y los rangos de flujo. también, se debe considerar la resistencia de la resina a la incrustación de materia orgánica.

### 2.1 REQUERIMIENTOS DE PROCESO.

En la evaluación de cualquier proceso para tratamiento de agua con resinas se pueden considerar los siguientes pasos:

a) Obtener un análisis completo y confiable de los diferentes componentes en el suministro de agua. Las muestras deben tomarse en períodos de tiempo, tal que, obtengamos datos confiables aún cuando existan variaciones en el clima. Las muestras tomadas en la superficie de las fuentes (ríos, lagos, etc.) deben analizarse para sólidos suspendidos, materia orgánica y contaminantes disueltos. Las muestras pueden contener cantidades substanciales de dióxido de carbono, por tal, las muestras deben tomarse con técnicas diseñadas para evitar pérdidas de gases. El ataque bacteriológico puede causar pérdidas de nitratos y amoníaco.

El diseño de la planta deberá basarse en la cantidad máxima de sólidos disueltos durante el muestreo. Ya que puede encontrarse un máximo para un componente en una muestra y en otras uno diferente. Es necesario balancear estos factores con el fin de que el agua seleccionada para el diseño tome en consideración todos los componentes. Una forma de hacer esto es calcular los compuestos químicos en el agua en lugar de la concentración individual de cationes y aniones.

b) Un argumento relacionado a los requerimientos de los efluentes es necesario para asegurar que el proceso adecuado es seleccionado. Por ejemplo, si no se requiere la eliminación de sílice, no debe emplearse una resina fuertemente básica. En otros casos, sólo una parte del agua necesita ser tratada; en tal caso, la corriente a tratarse se opera en paralelo con la corriente principal.

c) La demanda del flujo de operación es un factor importante en cualquier diseño. Deberán establecerse los flujos máximos y promedios. Una gráfica cada hora durante

24 horas servirá normalmente para decidir el volumen del lecho de resina y el diámetro del equipo.

## 2.2 REQUERIMIENTOS DE OPERACION.

Los procesos de intercambio más comunes operan en lechos fijos colocados en columnas. Para operación continua, estos lechos deben estar diseñados tal que, puedan retrolavarse regenerarse, enjuagarse y cumplir con el servicio.

Primero, la unidad debe construirse tal que la resina no escape de la unidad durante la operación. El diseño del fondo del recipiente puede consistir de placas soportes ó placas resistentes a la corrosión con boquillas localizadas en un patrón que permita un flujo uniforme ó trampas de resina.

### 2.2.1 Carga de la Resina.

La resina se carga a la unidad usando un volumen calculado. El volumen necesario de resina se coloca manualmente y entonces el agua se introduce por el fondo hasta que cubre el lecho. Este debe dejarse remojando por varias horas. Después se efectúa el retrolavado al flujo de servicio para limpiar la resina. El lavado continúa hasta que el lecho se estabilise y, dejar que se asiente para medir su profundidad. En este punto, el espacio sobre la resina será chequeado para que permita la expansión necesaria durante el retrolavado. (expansión mínima de un 50% en base al volumen de la resina).

### 2.2.2 Regeneración.

El procedimiento de regeneración variará considerablemente dependiendo de la resina, composición del agua y el proceso particular involucrado. Al arranque de la planta, es normal aplicar casi dos veces la cantidad de regenerante requerida para un ciclo normal. El regenerante se aplica regularmente a concentraciones del 2 al 10%. El flujo es recomendado por el proveedor. Consecuentemente se realiza el desplazamiento del regenerante y por último el enjuague de la resina.

Ya que la resina ha sido regenerada y enjuagada, se inicia el ciclo de servicio hasta que la calidad del efluente alcance el valor predeterminado ó especificado. Este valor es llamado "Punto Final".

La operación a contracorriente tiene los mismos requerimientos, excepto que el agua utilizados para los enjuagues deberá ser deionizada, con el fin de no contaminar la zona de intercambio en el fondo de la columna.

### 2.2.3 Retrolavado.

Las propiedades hidráulicas de la resina de intercambio iónico incluyendo la expansión por retrolavado y la caída de presión son suministradas por el fabricante de la resina. El flujo, temperatura y dimensión de la perla son variables importantes. Cuando lechados mezclados, o en capas van a ser empleados, las propiedades hidráulicas de los componentes simples no se aplican directamente con aquellos encontrados experimentalmente.

### 2.2.4.

Se hará mención a algunos puntos que están directamente involucrados en la selección del proceso y que tienen un papel importante en términos económicos. Estos son:

- a) Tendencia de la resina por la incrustación de sustancias orgánicas.
- b) Eliminación de material suspendido.
- c) Efecto de temperatura elevada en la operación.

cada uno de estos factores puede ejercer influencia substancial en la vida de la resina y significativa en el costo total de operación.

- a) Incrustación de sustancias orgánicas.

A menudo como un resultado del ensuciamiento de la resina por sustancias orgánicas; el tratamiento de la superficie del agua, particularmente cuando se lleva a cabo usando una resina fuertemente básica del tipo gel, muestra una deterioración rápida y la calidad del efluente baja. Si esto ocurre, la resistividad y pH disminuye y se detecta fuga de ácidos débiles. La causa se debe a sustancias orgánicas de peso molecular grande que son los residuos del procesos de oxidación. Estos materiales son tan grandes que pueden difundirse sólo lentamente en la fase de la resina. Una vez que los centros activos de la superficie son ocupados con estas moléculas, la resina ya no tiene capacidad y los ácidos orgánicos empiezan a fugarse del lecho. Ya que el ciclo de servicio considerablemente es mayor que los pasos de regeneración,

hay una tendencia por la resina para retener cantidades substanciales de orgánicos.

Del reconocimiento que el ensuciamiento estaba relacionado a los centros de intercambio disponibles dió como resultado el desarrollo de resinas de intercambio aniónico del tipo macroporo; con la habilidad de manejar la materia orgánica reversiblemente. La estructura de tal resina es conocida como macroporo y las resinas con estas propiedades han ayudado a reducir grademente la velocidad a la cual la incrustación orgánica ocurre.

#### b) Eliminación de material suspendido.

Los sólidos suspendidos incluyendo el sílice coloidal, arcilla y óxido de hierro se encuentran frecuentemente en los suministros de agua. Por ejemplo en México el agua suele contener grandes cantidades de sílice disuelta (50-125 partes por millón) y pequeñas cantidades de sílice coloidal. Materia suspendida con dimensiones grandes de partícula tendrán que ser eliminadas antes de entrar a la unidad.

La habilidad de la resina para remover partículas coloidales y suspendidas puede causar serios problemas en casos donde el aceite y óxido de hierro son retenidos en los lechos. Debe ponerse cuidado especial para que la resina permanezca libre de contaminantes, tanto como sea posible. Materiales que no son solubles en ácido tienden a acumularse en el lecho catiónico, mientras que aquellos insolubles en álcalis se depositan en el lecho aniónico. Afortunadamente, la sosa caústica es un disolvente excelente de sílice coloidal, tal que su acumulación no sucederá en el intercambiador básicamente fuerte, si se prevee tiempo de contacto y cantidad suficiente. También el ácido clorhídrico disolverá el óxido de hierro cuando éste se encuentra en el lecho catiónico.

#### c) Efecto de la temperatura elevada en la operación.

El costo alto en la energía se ha convertido en materia de gran interés en los últimos años. Ya que grandes cantidades de combustible se requieren para calentar agua. Entonces es necesario lograr ahorros recuperando parte de esa energía. Esto podría involucrar que los lechos se operan a temperaturas elevadas en lugar de enfriar las alimentaciones de agua caliente, como es el caso de pulidores de condensados. Desafortunadamente los intercambiadores aniónicos básicamente fuertes perderán capacidad más rápidamente a temperaturas elevadas; en forma similar, los intercambiadores catiónicos se degradan más rápidamente debido a la oxidación. Estas reducciones en la

vida de la resina deben envaluarse rigurosamente en cualquier diseño, donde temperaturas mayores que aquellas recomendadas por el proveedor sean empleadas.

Los balances económicos estarán basados en la vida de la resina y costos de energía. La elección debe fundamentarse en entendimientos claros de los objetivos desde un punto de vista económico.

Los tratamientos de agua actuales se han involucrado en asuntos complejos, en los cuales una evaluación cuidadosa de las especificaciones de efluente, conservación de energía y reducción de efluentes a neutralizar son en su totalidad considerados. El diseño óptimo estará basado entonces en un sistema que cumpla con las especificaciones del efluente con un consumo mínimo de regenerante y un balance de vida de resina contra temperatura de operación.

Las resinas de intercambio iónico que han sido desarrolladas para evitar incrustaciones orgánicas, también se han encontrado apropiadas para remover sílice coloidal y otros materiales dispersos cargados electrostáticamente.

#### 2.2.5

El agua pretratada alimentada a la unidad de intercambio iónico cumplirá con la condición de prevenir ensuciamiento o daño a la resina. Cuando menos el agua influente será filtrada para remover sólidos suspendidos. La resina de intercambio iónico es un medio filtrante efectivo, pero el arena es mucho más barata. Las sustancias orgánicas tienden a encuciar más la resina y tienen que removerse por pretratamiento con carbon activado o resinas especiales. Los oxidantes fuertes tal como el cloro degradan muchas resinas y deben ser removidos. Los gases disueltos tendrán que eliminarse si las condiciones de operación permiten la liberación de gas dentro del lecho.

### 3.- SELECCION DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO

El diseño de la planta (Unidad Desmineralizadora de Agua) a efectuarse en este estudio tiene como fin: suministrar agua tratada a calderas para generar vapor sobrecalentado con una presión de 70 Kg/cm<sup>2</sup> .., y ser utilizado en generación de potencia.

El lugar, a instalarse la planta es en Coatzacoalcos Veracruz,. La fuente de suministro de agua es el Río -- Coatzacoalcos. Se realizará un pretratamiento previo al agua proveniente del río\* puesto que, la desmineralización no debe efectuarse directamente con agua cruda, sino con cierta calidad especificada.

#### 3.1 BASES DE DISEÑO.

- Capacidad de la Planta:      Normal 150 m<sup>3</sup>/hr  
  Diseño 160 m<sup>3</sup>/hr
- Ciclo de Servicio entre Regeneraciones:      12 Hr
- Volumen Total de Agua - a Tratar:      Normal 1800 m<sup>3</sup> / servicio.  
  Diseño 1920 m<sup>3</sup> / servicio.
- Número de Trenes:      2 (Dos)  
  Uno en servicio y otro en regeneración.
- Características del Efluente.  
    Fuga total de sodio:      5 ppm CaCO<sub>3</sub>  
    Fuga total de Sulfato:      0.1 ppm CaCO<sub>3</sub>

Se dispone del análisis de agua pretratada que se muestra en la Tabla 3.1.1 columna 1.

Con la disponibilidad de los datos anteriores se procede a la selección del sistema de intercambio iónico apropiado, que cumpla con las características del efluente. Para llevar a cabo la elección del sistema deben considerarse los criterios antes mencionados y la disponibilidad de los diversos tipos de resinas y sus características.

\* El pretratamiento consiste de clarifloculación y filtración en filtros por gravedad.

TABLA 3.1.1

ANALISIS DEL AGUA A TRATAR Y CALIDAD ESPERADA DEL EFLUENTE

SUBSTANCIA		1	2	3	4
<b>CATIONES</b> (ppm Ca Co <sub>3</sub> )					
Calcio	Ca <sup>2+</sup>	98	--	--	--
Magnesio	Mg <sup>2+</sup>	54	--	--	--
Sodio	Na <sup>+</sup>	30	< 5	< 5	< 5
Hidrógeno	H <sup>+</sup>	--			--
Cationes totales	(ppm CaCO <sub>3</sub> )	182			< 5
<b>ANIONES</b> (ppm Ca Co <sub>3</sub> )					
Bicarbonato	HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	105	--	--	--
Carbonato	CO <sub>3</sub> <sup>=</sup>	--	--	--	--
Hidróxido	OH <sup>-</sup>	--	--	--	< 5
Sulfato	SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	42	42	42	--
Cloruro	Cl <sup>-</sup>	35	35	35	--
Nitrato	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	--	--	--	--
Fosfato	PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup>	--	--	--	--
Aniones totales	(ppm CaCO <sub>3</sub> )	182			< 5
Dureza total	ppm CaCO <sub>3</sub>	152	--	--	--
Alcalinidad (fenolftaleina)	ppm CaCO <sub>3</sub>	--	--	--	--
Alcalinidad (anaranjado de M.)	ppm CaCO <sub>3</sub>	105	--	--	< 5
Hierro total	Fe	--	--	--	--
Bióxido de carbono	CO <sub>2</sub>	10	115	< 10	--
Sílice	SiO <sub>2</sub>	40	40	40	0.1
Turbidéz	JTU	--	--	--	--
Color		--	--	--	--
pH		6.5 - 7.5			

El análisis está expresado como ppm CaCO<sub>3</sub>

1.- Agua Pretratada

3.- Efluente de desgasificador

2.- Efluente de Cación

4.- Efluente de Anión (REQ)

SELECCION DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO IONICO.

Como puede observarse del análisis de agua mostrado - en la columna 1, Tabla 3.1.1 se da la concentración total de cationes, aniones y alcalinidad.

El primer punto a establecer es la fuga de sílice, - que corresponde a 0.1 ppm como  $\text{CaCO}_3$ . Esto nos dirige a la aplicación de una resina aniónica fuertemente básica, con la propiedad de eliminar ácidos débiles y fuertes. - Una resina aniónica débilmente básica sólo remueve ácidos fuertes, de aquí que no se considere en el diseño. Como consecuencia de una alcalinidad alta se hace necesaria la utilidad de un desgasificador, y así disminuir el contenido de  $\text{CO}_2$  hasta 10 ppm como  $\text{CaCO}_3$  y con esto reducir la - carga de aniones a la unidad aniónica. Las ventajas que puede atribuirse en intercalar un desgasificador preceden te al lecho aniónico son:

- a) Disminuir el volumen de lecho de resina aniónica.
- b) El consumo de sosa caústica por regeneración se de-- crementa considerablemente.
- c) Las dimensiones del recipiente se reducen.

Ahora, para el desplazamiento de cationes se empleará una resina catiónica fuertemente ácida. No es recomenda- ble la aplicación de una resina catiónica débilmente áci- da, pues ésta sólo removerá una cantidad de cationes equi valente a la alcalinidad y el resto tendría que ser elimi- nado como una resina fuertemente ácida; además el total - de cationes no es muy alto con respecto a la alcalinidad.

En conclusión el sistema elegido consta de Catión Fuerte-Desgasificador-Anión Fuerte.

## 3.2.1) Resinas Recomendadas para el Servicio.

AMBERLITE IR-120 PLUS.- Intercambiador catiónico fuerte-- mente ácido del tipo Gel (Estireno-Divinilbenceno), en la forma Hidrógeno, con grupo funcional ácido sulfónico, 8% de DVB en peso y color ambar. La calidad de esta resina la hace aplicable en operaciones comunes (más propiedades se encuentran en el apéndice. Tiene aplicación en el acondicionamiento de agua: suavización, deionización, etc.; separación de tierras raras, separación de aminoácidos, - procesamiento de químicos y otros.

AMBERLITE IRA-402.- Intercambiador aniónico fuertemente básico del tipo Gel (Estireno-Divinilbenzeno), en la forma hidróxido, con grupo funcional amina cuaternaria, baja en ligaduras cruzadas para dar mejor velocidad de difusión - aún cuando existan moléculas orgánicas (ver apéndice ). Su aplicación en mayor parte es al acondicionamiento de agua.

El rango de pH de trabajo para los dos tipos de resinas antes mencionados es 0-14.

### 3.2.2 Análisis Químico del Agua a Tratar y Calidad del Efluente.

Para realizar el cálculo de la unidad Desmineralizada de Agua, todas las impurezas contenidas en el agua alimentada serán expresadas como partes por millón de  $\text{CaCO}_3$ , como se muestra en el análisis subsecuente. Si el análisis otorgado para el diseño de la planta no es expresado como anteriormente se menciona, se deberán efectuar las correcciones correspondientes para homogenizar dicho análisis.

Ejemplo: si la impureza está expresada como parte por millón de sustancia, y se quiere convertir a partes por millón de  $\text{CaCO}_3$ , se busca el factor en la tabla IV, Apéndice

39 ppm de Ca (como sustancia)

Factor leído de la tabla 1=2.50

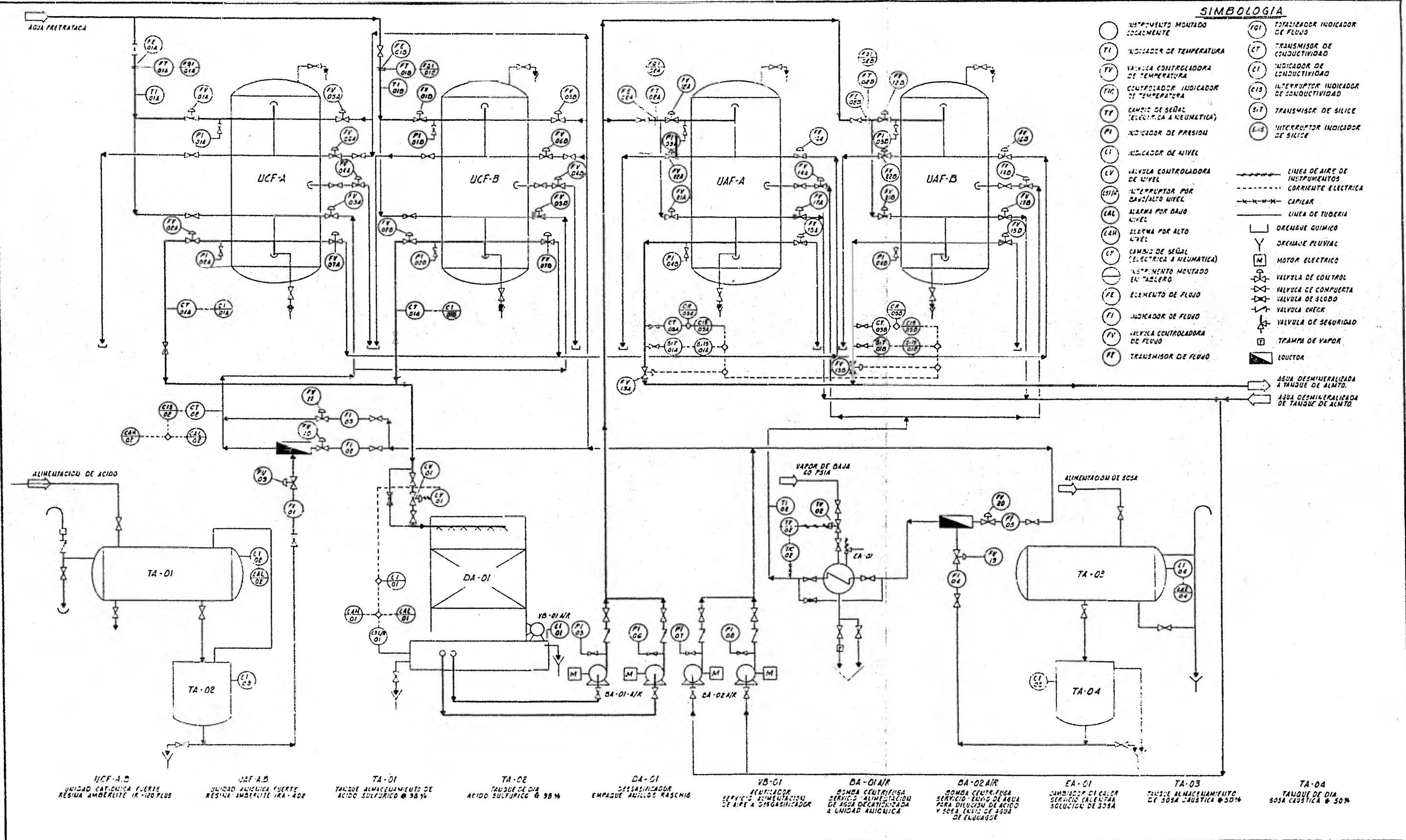
entonces las partes por millón de calcio expresadas como partes por millón de  $\text{CaCO}_3$  equivalen a:

$$39 \text{ ppm Ca} \times 2.5 = 97.5 \text{ ppm CaCO}_3$$

En la tabla 3.1.1 que se muestra a continuación no es necesaria tal conversión, puesto que todo está expresado como ppm  $\text{CaCO}_3$ .

### 3.3 DIAGRAMA DE FLUJO.

El diagrama de Flujo y la instrumentación mínima necesaria que a continuación se muestra, da una visión más clara y precisa con respecto al proceso de desmineralización. Aquí podemos observar el control de las variables (conductividad, pH, sílice, etc.), las líneas de flujo y el equipo necesario para el sistema elegido. Al indicar la instrumentación sólo es con un fin ilustrativo.



**SIMBOLOGIA**

- |  |  |
|--|--|
| ○ INSTRUMENTO MONTADO LOCALMENTE           | ○ FGI TOTALIZADOR INDICADOR DE FLUJO         |
| TI INDICADOR DE TEMPERATURA                | ○ CT TRANSMISOR DE CONDUCTIVIDAD             |
| FV VALVULA CONTROLADORA DE TEMPERATURA     | ○ CI INDICADOR DE CONDUCTIVIDAD              |
| TC CONTROLADOR INDICADOR DE TEMPERATURA    | ○ EIS INTERRUPTOR INDICADOR DE CONDUCTIVIDAD |
| TE CAMBIO DE SEÑAL (ELECTRICA A NEUMATICA) | ○ S-T TRANSMISOR DE SILICE                   |
| PI INDICADOR DE PRESION                    | ○ S-1 INTERRUPTOR INDICADOR DE SILICE        |
| LI INDICADOR DE NIVEL                      | ---  |
| LV VALVULA CONTROLADORA DE NIVEL           | --- LINEA DE AIRE DE INSTRUMENTOS            |
| CSIA INTERRUPTOR POR BAJO/ALTO NIVEL       | --- CORRIENTE ELECTRICA                      |
| LAL ALARMA POR BAJO NIVEL                  | --- CAPILAR                                  |
| LALH ALARMA POR ALTO NIVEL                 | — LINEA DE TUBERIA                           |
| CV CAMBIO DE SEÑAL (ELECTRICA A NEUMATICA) | □ DRENABE QUIMICO                            |
| INSTRUMENTO MONTADO EN TABLERO             | Y DRENABE PLUVIAL                            |
| FE ELEMENTO DE FLUJO                       | M MOTOR ELECTRICO                            |
| FI INDICADOR DE FLUJO                      | ○ VALVULA DE CONTROL                         |
| FV VALVULA CONTROLADORA DE FLUJO           | ○ VALVULA DE COMPUERTA                       |
| FT TRANSMISOR DE FLUJO                     | ○ VALVULA CHECK                              |
|  | ○ VALVULA DE SEGURIDAD                       |
|  | □ TRAMPA DE VAPOR                            |
|  | □ EJECTOR                                    |

UCF-A-B UNIDAD CATIONICA FUERTE RESINA AMBERLITE IR-120 PLUS  
 UAF-A-B UNIDAD ANIONICA FUERTE RESINA AMBERLITE IRA-402  
 TA-01 TANQUE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO @ 98%  
 TA-02 TANQUE DE DIA ACIDO SULFURICO @ 98%  
 DA-01 DESAERADOR EMPAQUE ANILLOS RASCHIG  
 VB-01 SERVIDOR SERVICIO ALIMENTACION DE AIRE A DESAERADOR  
 DA-01/A/R BOMBA CENTRIFUGA SERVICIO ALIMENTACION DE AGUA DECATONIZADA A UNIDAD ANIONICA  
 BA-01/A/R BOMBA CENTRIFUGA SERVICIO ENVIO DE AGUA PARA DILUCION DE ACIDO Y SOCA ENVIO DE AGUA DE ENJUAGUE  
 EA-01 CAMBIO DE CALOR SERVICIO CALENTAA SOLUCION DE SOCA  
 TA-03 TANQUE ALMACENAMIENTO DE SOCA CAUSTICA @ 50%  
 TA-04 TANQUE DE DIA SOCA CAUSTICA @ 50%

**DIAGRAMA DE FLUJO**  
**UNIDAD DESMINERALIZADORA DE AGUA**

Comúnmente el control de una instalación de desmineralización consiste esencialmente en las medidas siguientes:

- Conductividad (ó resistividad).
- Concentración en sílice.
- Concentración en sodio.
- pH.
- Eventualmente dureza.

Estas plantas aseguran un funcionamiento correcto cuando todos sus controles operan automáticamente.

4.- CALCULO DE LA UNIDAD DESMINERALIZADORA DE AGUA,  
UTILIZANDO REGENERACION ASCENDENTE.

En el punto 3.3 se procedió a la selección del sistema de intercambio iónico considerándose las bases de diseño y el análisis químico del agua a tratar, dando así la selección de un sistema del tipo: Cation Fuerte-Desgasificador-Anión Fuerte.

Se requerirá una resina catiónica fuertemente ácida y una resina aniónica fuertemente básica.

Las resinas recomendadas para este sistema son:

CATION FUERTE: Amberlite IR-120 Plus; en la tabla " V ", Apéndice ; se encuentran sus condiciones de operación sugeridas por el proveedor - (Rohm & Haas). El reactivo utilizado para regeneración es ácido sulfúrico.

ANION FUERTE: Amberlite IRA-402; en las tablas "VI", se encuentran sus características físicas e hidráulicas, condiciones de operación y -- otras notas importantes. El reactivo utilizado para regeneración es sosa caústica.

4.1 SELECCION DE NIVELES DE REGENERACION.

Es importante elegir correctamente el nivel de regeneración tanto para el catión como para el anión; o sea, el consumo de regenerante (gramos) por litro de resina,- Esta elección determinará la capacidad de intercambio de la resina, el consumo de regenerante y el volumen de resina.

#### 4.1.1 Nivel de Regeneración para el Anión Fuerte.

Para fijar el nivel de regeneración de la resina ani<sup>ó</sup>nica se debe tener en consideración la fuga de sílice, de tal manera que el nivel elegido tenga una fuga menor a la indicada en la columna 4 de la tabla disponible en el punto 3.1, en la cual se puede observar que la fuga de sílice máxima permitida es 0.1 ppm CaCO<sub>3</sub>.

El proveedor de la resina suministra gráficas semejantes a la Figura 4.1.1\*, donde se busca el nivel que implique una fuga menor a 0.1 ppm de CaCO<sub>3</sub>. En este caso la figura 4.a.1 es la apropiada para la resina Amberlite -- IRA-402.

Para leer la fuga de sílice en la gráfica es necesario conocer la temperatura de la solución regenerante y la concentración de sílice.

La eliminación de sílice es más eficiente cuando la regeneración se lleva a cabo a la temperatura de 49°C -- (aproximadamente 120°F), y mantendrá el lecho a una temperatura constante. Cuando se utiliza regenerante caliente debe tenerse cuidado de no exceder el límite superior de temperatura; siendo para nuestra resina en la forma hidróxido, 60°C.

De la columna 3 en la tabla del punto 3.1 se observa que las partes por millón de SiO<sub>2</sub> es igual a 40 y el total de aniones al entrar a la Unidad Ani<sup>ó</sup>nica es:

\* Para este estudio sólo se muestra la gráfica que cumple con los requerimientos para el diseño, pero se dispone de más gráficas a diferentes niveles de regeneración.

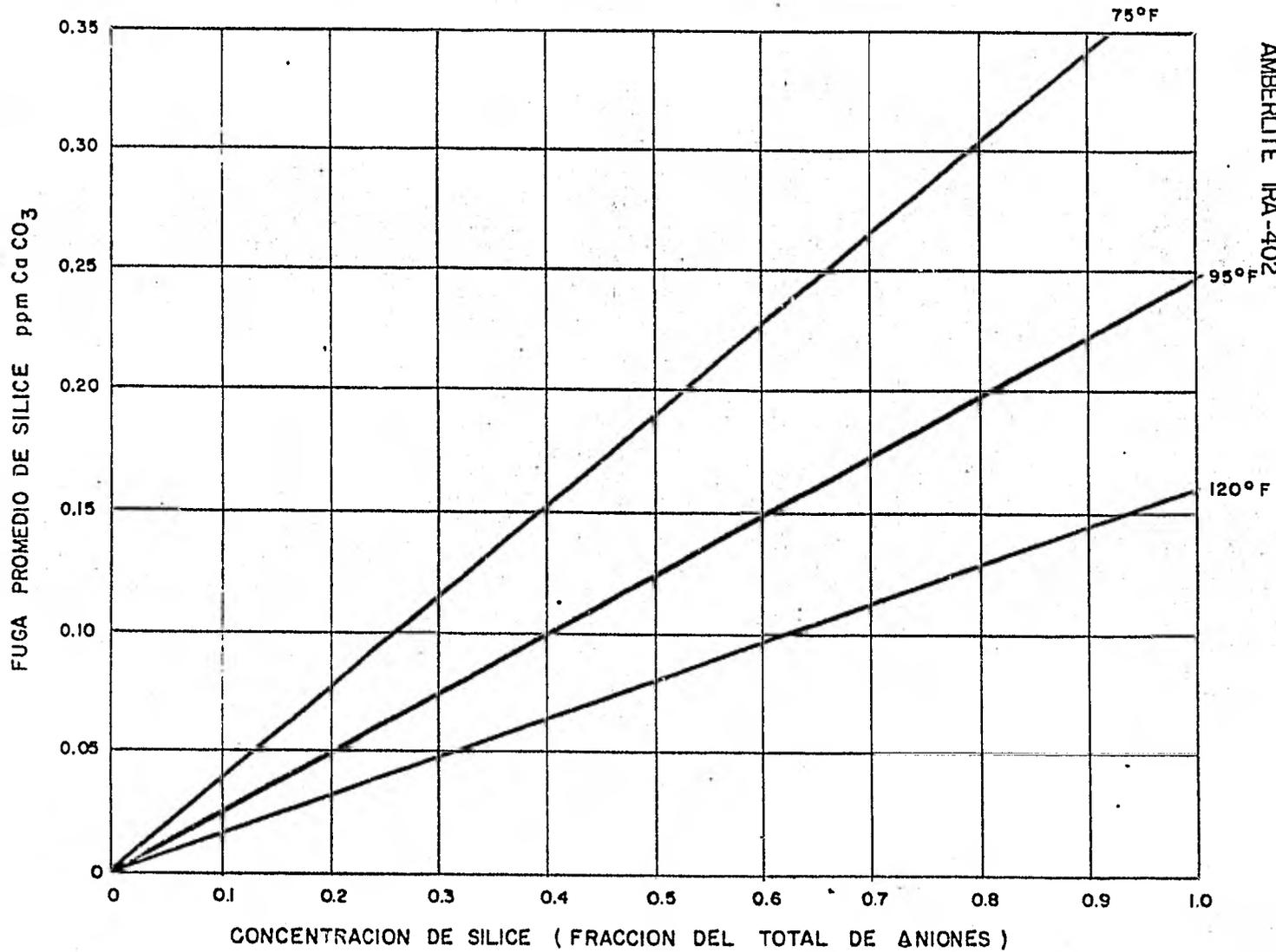


FIGURA 4.1.1

$$SO_4^{=} + Cl^{-} + CO_2 + SiO_2 = \text{Total de aniones}$$

$$42 + 35 + 10 + 40 = 127 \text{ ppm } CaCO_3.$$

La concentración de sílice resultante es:

$$\frac{\text{Sílice ppm } CaCO_3}{\text{Total de aniones ppm } CaCO_3} = \frac{40}{127} = 0.32$$

Con la obtención de los datos requeridos y la figura 4.1.1 se procede de la siguiente forma:

Se localiza la fracción de sílice (0.32) y la curva de temperatura de regeneración (120°F). La fuga promedio de sílice resultante es: 0.052 ppm  $CaCO_3$ . Esto indica que la fuga promedio de sílice será menor a la requerida de 0.1 ppm  $CaCO_3$ , por lo tanto el nivel de regeneración es 96 g de NaOH al 100% por litro de resina. - ( 6 lb/ft<sup>3</sup>).

Nivel de Regeneración para el Anión Fuerte = 96g/lit.

#### 4.1.2

Nivel de Regeneración para el Cation Fuerte.

Para fijar el nivel de regeneración del cation se debe tener en cuenta la fuga de sodio, de tal manera -- que el nivel elegido tenga una fuga menor a la 5 ppm -  $CaCO_3$  que se indica en la columna 4 de la tabla 3.1.1;- es necesario disponer de la figura 4.1.2, especifica - para la resina catiónica Amberlite 1R-120 PLUS.

En la figura 4.1.2, se observa la fuga de sodio como una función de la dosificación de regenerante (ácido sul

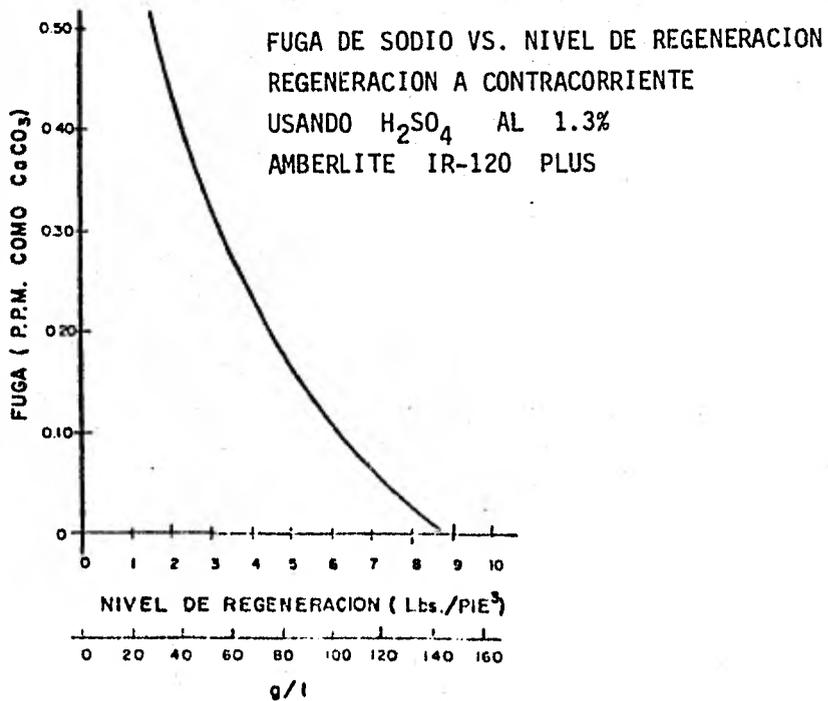
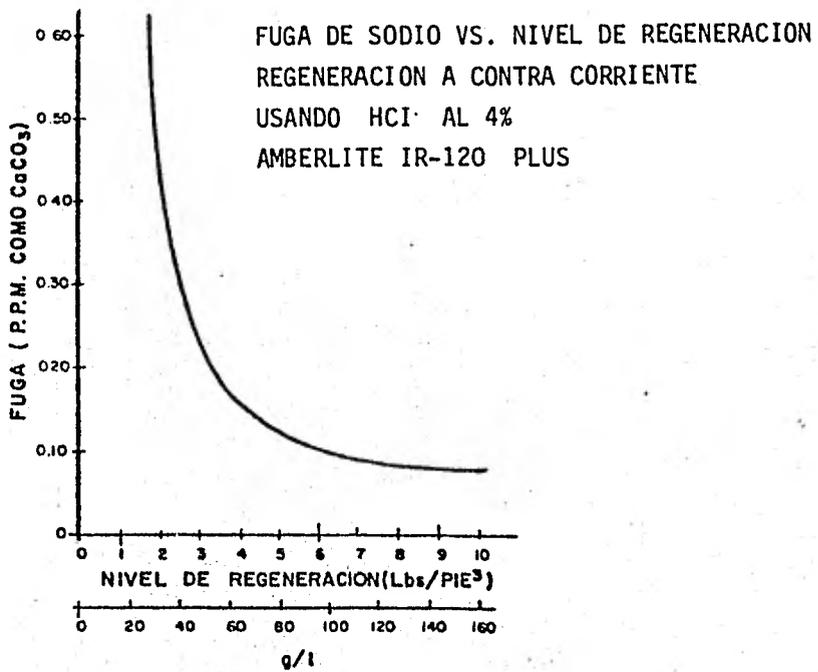


FIGURA 4.1.2

fúrico al 1.3%).

Primero se elige un nivel de regeneración y se obtiene la fuga de sodio.

La figura 4.1.2 muestra que eligiendo un nivel de regeneración de dos o mayor se cumple con el requerimiento de una fuga de sodio menor a 5 ppm  $\text{CaCO}_3$ .

Como inicio del cálculo se elige un nivel de regeneración igual a 64 g de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  al 100%/lt de resina.

Nivel de Regeneración para el Cation fuerte = 64g/lt.

Los niveles de regeneración tanto para el Anión Fuerte como el Cation Fuerte deberán checarsse al final del cálculo de la resina requerida para ambas (aniónica y catiónica), con el fin de que los efluentes desalojados a la fosa de neutralización (sosa y ácido) casi resulten neutralizados; resultando así un ahorro en el consumo de ácido ó sosa que tendría que adicionarse en la fosa de neutralización, para que la planta desaloje un desecho neutro y poder ser utilizado en otra area.

## 4.2 CALCULO DE LA UNIDAD ANIONICA..

Ya elegidos los niveles de regeneración se procede - al cálculo de la Unidad Desmineralizadora, iniciándose - por la Unidad Aniónica, de la cual se obtendrán datos -- indispensables para el dimensionamiento de aquella.

### 4.2.1 Capacidad Teórica de la Resina Aniónica.

Hasta ahora se ha elegido el tipo de resina de intercambio iónico y el nivel de regeneración que nos dan el punto de partida para el diseño de nuestra planta. Con lo anterior podemos encontrar la capacidad de la resina seleccionada, ya que esto nos permitirá conocer la cantidad de impurezas que podrán removerse.

El proveedor de la resina suministrará gráficas semejantes a la que se muestra en la figura 4.2.1, donde se puede conocer la capacidad de la resina.

La figura 4.2.1 es específica para la Amberlite IRA-402 que corresponde al nivel elegido en el inciso 4.1.1; 96g/lit y a la temperatura de 49°C. Además para efectuar la lectura de la capacidad se requiere de los siguientes datos:

Porcentaje de sílice (% SiO<sub>2</sub>). En la gráfica como % H<sub>2</sub>-SiO<sub>3</sub>.

Porcentaje de alcalinidad (% H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>).

Porcentaje del total de ácidos minerales (% TMA).

En base a los datos de la columna 3 de la tabla --  
 3.1.1, obtendremos los porcentajes de los aniones presentes.

<u>ANIONES</u>			<u>PORCIENTOS.</u>	
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	42	ppm CaCO <sub>3</sub>	33.07	%
Cl <sup>-</sup>	35	" "	27.56	%
CO <sub>2</sub>	10	" "	7.87	%
SiO <sub>2</sub>	40	" "	31.5	%
Total	127	ppm CaCO <sub>3</sub>	100.00	%

Así que,

Porcentaje de sílice = 31.5%

Porcentaje de alcalinidad = 7.87%

Porcentaje total de ácidos minerales = 33.07 % + 27.56 %  
 = 60.63%

Con estos datos se puede efectuar la lectura de la capacidad en la gráfica triángular de la figura 4.2.1.

Una vez localizados los tres puntos se podrá apreciar unpunto común; a partir de este punto se traza una línea paralela a las líneas de lectura (líneas gruesas) entre las cuales se encuentra dicho punto. De quí que el valor leido es 15.9 Kilogramos/ft<sup>3</sup> (= 15.9 X 0.0458 = 0.73 equivalentes/lt)\*

\* Para factor de conversión ver tabla III, Apéndice

# AMBERLITE IRA-402 CURVAS DE CAPACIDAD

## CONDICIONES:

NIVEL DE REGENERACION 6 lbs. DE 100% NaOH/ft<sup>3</sup>

TEMPERATURA 120°F

FLUJO DE REGENERANTE 0.25 GPM/ft<sup>3</sup>

FLUJO DE SERVICIO 2 GPM/ft<sup>3</sup>

PUNTO FINAL 0.3 ppm DE FUGA DE SILICE

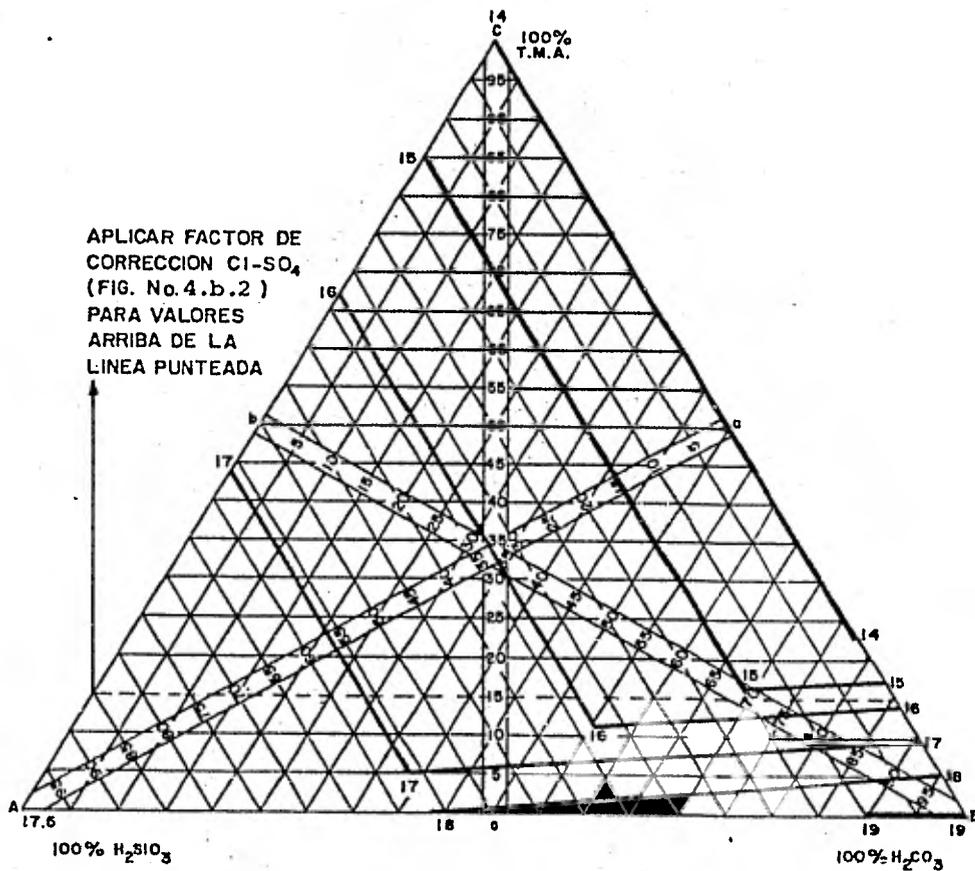


FIGURA 4.2.1

Capacidad Teórica = 0.73 eq /lt

#### 4.2.2. Capacidad Corregida.

En la figura 4.2.1, se encuentra una nota que indica se aplique un factor debido a Cl - SO<sub>4</sub> para corregir el valor de la capacidad obtenida anteriormente; para esto se utiliza la figura 4.2.2, donde se leerá el factor correspondiente.

Para la lectura del factor de corrección se requiere del siguiente dato:

la relación de:  $\frac{\text{ppm de Cl}^-}{\text{ppm de Cl}^- + \text{ppm de SO}_4^{=}}$  (ppm como CaCO<sub>3</sub>)

por lo tanto

$$\frac{\text{Cl}^-}{\text{Cl}^- + \text{SO}_4^{=}} = \frac{35}{35 + 42} = 0.45$$

Factor de conversión. = 0.98

Capacidad Corregida = 0.73 eq/lt X 0.98 = 0.72 eq/lt

#### 4.2.3 Volumen de Agua a Tratar por Ciclo de Servicio.

Se debe cumplir con las bases de diseño, por lo tanto la unidad se diseñará para manejar 160 m<sup>3</sup>/hr y operar continuamente durante 12 horas.

Volumen de agua a tratar = 160 m<sup>3</sup>/hr X 12hr = 1920 m<sup>3</sup> = 1,920,000 lt

CURVA PARA FACTOR DE CORRECCION CLORURO - SULFATO  
AMBERLITE IRA-402

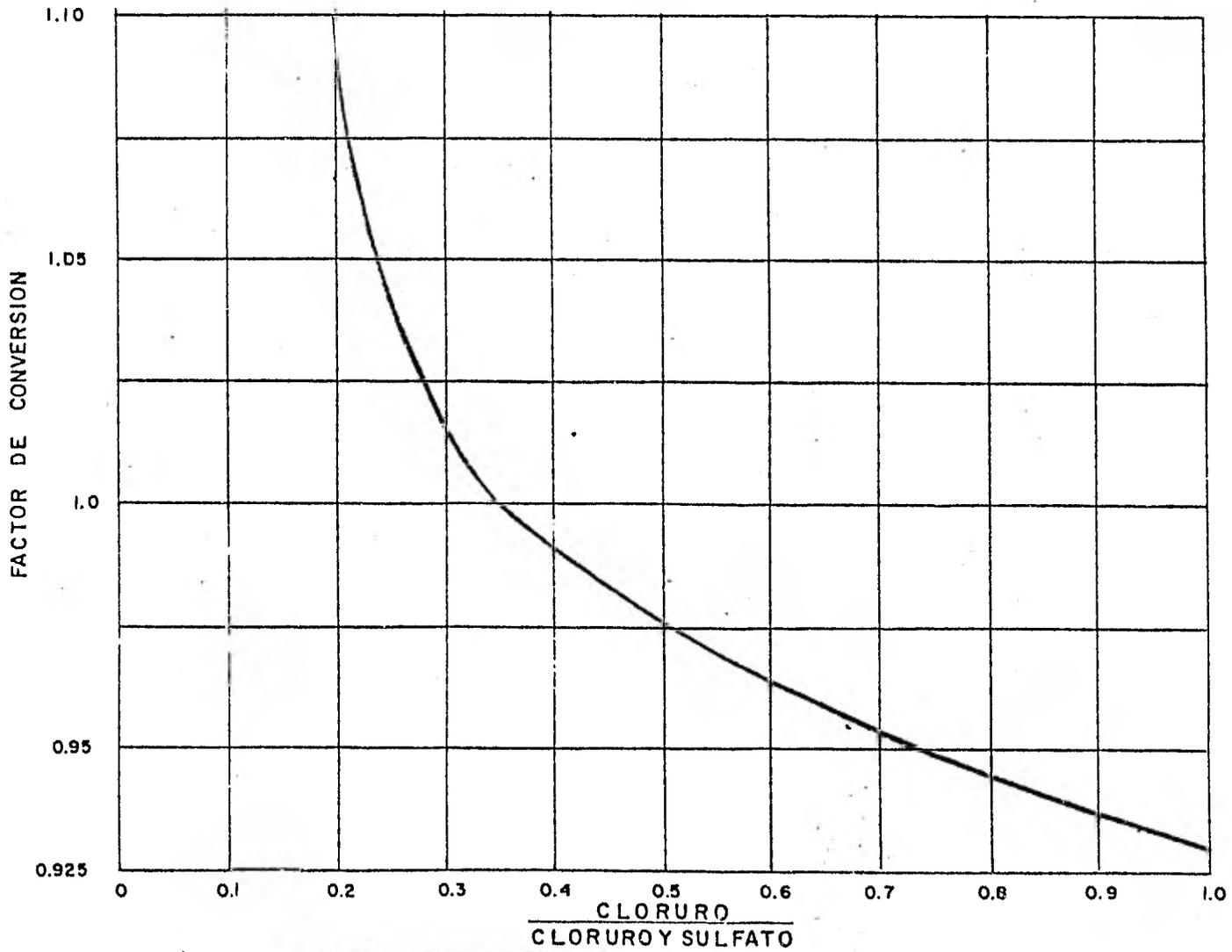


FIGURA 4.2.2

#### 4.2.4 Equivalentes a Remover por Ciclo de Servicio

Estos equivalentes se obtienen en base al total de aniones, que fue calculado en el punto 4.1.1, obteniendo se 127 ppm  $\text{CaCO}_3$ ; entonces.

$$127 \text{ ppm } \text{CaCO}_3 \times 2 \times 10^{-5} \frac{\text{eq./lt}}{\text{ppm } \text{CaCO}_3} = 0.00254 \text{ eq/lt}$$

Esto significa que tenemos 2.54 miliequivalentes por cada litro de agua analizada y los equivalentes totales están dados por

$$1,920,000 \text{ lt} \times 0.00254 \text{ eq/lt} = 4876.8 \text{ equivalentes}$$

Equivalentes a remover por ciclo de servicio = 4876.8 eq.

#### 4.2.5 Volumen de Resina Aniónica.

Este volumen se calcula mediante la siguiente expresión:

$$\frac{\text{Equivalentes a remover}}{\text{Capacidad corregida}} = \text{Volumen de resina}$$

$$\frac{4876.8 \text{ eq.}}{0.72 \text{ eq./lt}} = 6773.3 \text{ lt}$$

$$\text{Volumen de Resina} = 6.8 \text{ m}^3$$

#### 4.3 CALCULO DE LA UNIDAD CATIONICA.

Para efectuar el cálculo de la Unidad Catiónica empleando regeneración ascendente partimos de las siguientes bases:

Resina seleccionada: Amberlite 1R-120 Plus

Regenerante:  $H_2SO_4$  al 1.3%

Total de Sólidos disueltos: 182 ppm como  $CaCO_3$

Porciento de Sodio:  $30 \times 100 \div 182 = 16.50\%$

Porciento de Alcalinidad =  $105 \times 100 \div 182 = 57.70\%$

##### 4.3.1 Capacidad Teórica de la Resina Catiónica.

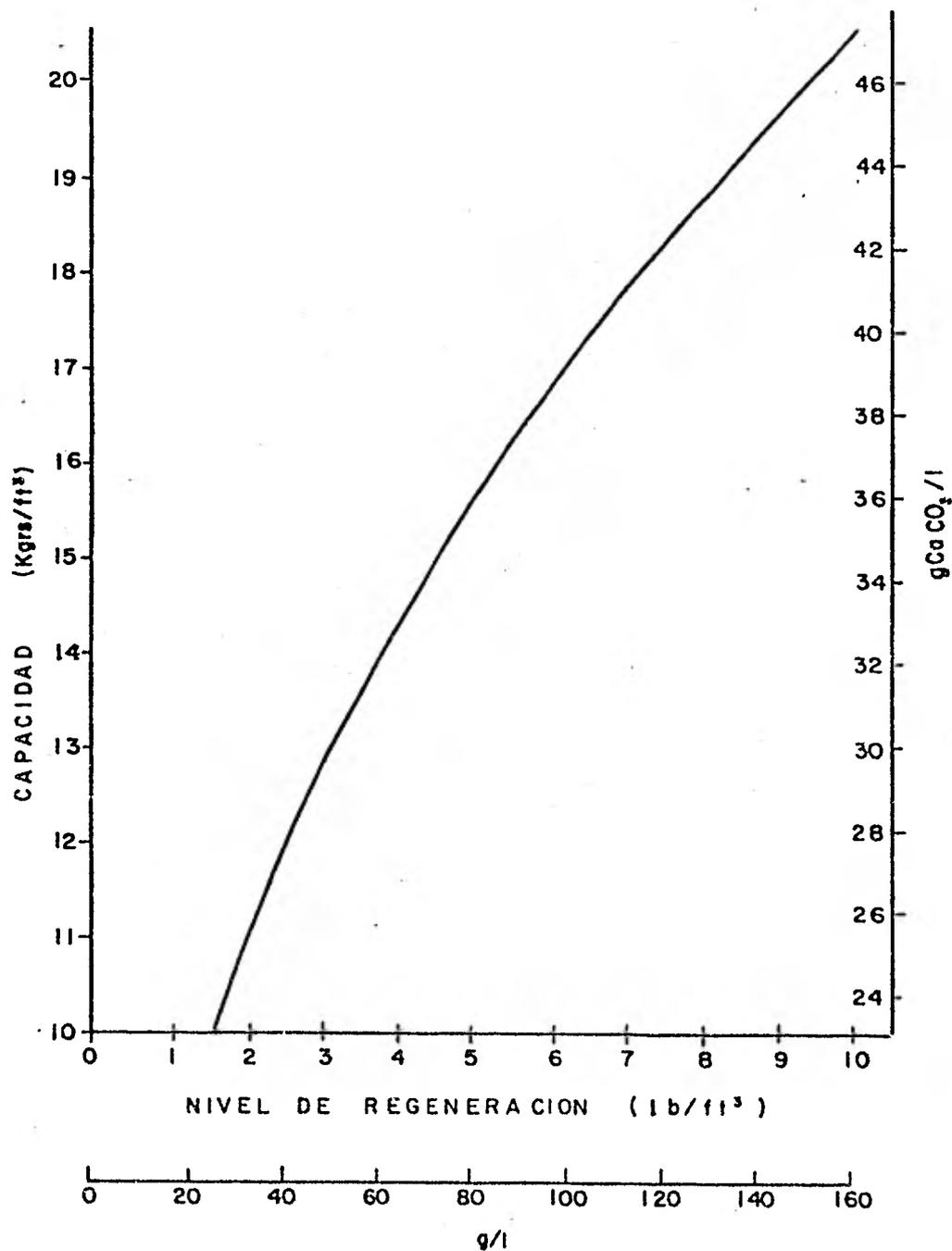
En base al nivel elegido en el punto 4.1.2, se efectúa la lectura de la capacidad en la figura 4.3.1 y se realizan las correcciones correspondiente por medio de las figuras 4.3.2, 4.3.3, 4.3.4 y 4.3.5 con lo que se obtendrá la fuga total.

Con el nivel de regeneración de 64g/lt se obtiene una capacidad Teórica de 33g/lt; dato obtenido de la gráfica de la figura 4.3.1, donde la capacidad está en función del nivel de regeneración ( $33g \text{ CaCO}_3/\text{lt} \times 0.02 =$  0.66 eq/lt.

Capacidad Teórica = 0.66 eq./lt

##### 4.3.2 Capacidad Corregida

Como se mencionó en el punto 4.3.1, son necesarias ciertas correcciones de la capacidad, que están en función de: porciento de sodio, porciento de alcalinidad, altura del lecho y total de sólidos disueltos.



CAPACIDAD VS. NIVEL DE REGENERACION  
 REGENERACION A CONTRACORRIENTE  
 USANDO H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> AL 1.3%  
 AMBERLITE IR-120 PLUS

FIGURA 4.3.1

### Factor de Corrección en Función del Porcentaje de Sodio

Este factor se encuentra con la disponibilidad de la figura 4.3.2. y 16.5% de sodio.

Factor de Corrección = 0.82

### Factor de Corrección en Función del Porcentaje de Alcalinidad

Este factor se obtiene de la misma forma que el anterior, utilizando la figura 4.3.3, y el 57.7% de alcalinidad.

Factor de Corrección = 1.04

### Factor de Corrección por Altura de lecho

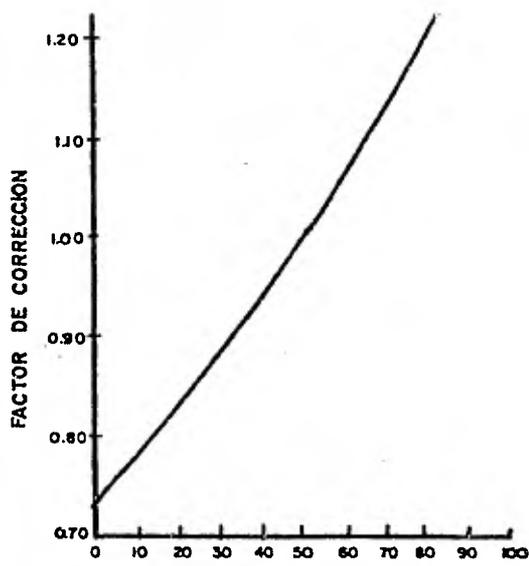
La gráfica disponible para obtener este factor se encuentra en la figura 4.3.4. En este punto, como no se conoce la altura del lecho catiónico se supondrá la máxima altura del lecho permitida según la recomendación del proveedor de la resina: 2.25m

Factor de Corrección = 1.05

### Factor de Corrección por el Total de Sólidos Disueltos

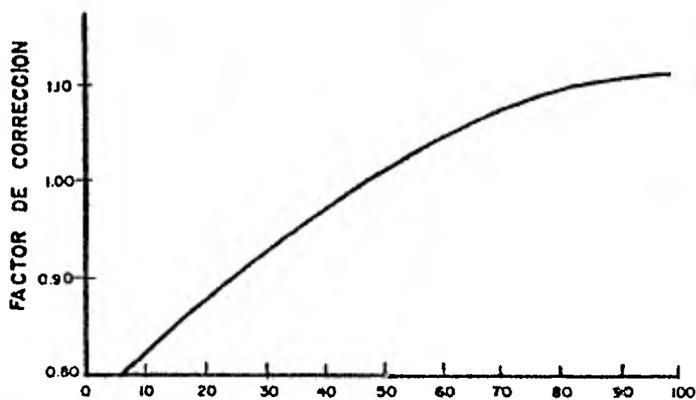
El contenido total de sólidos disueltos en base al análisis de agua es de 182 ppm  $\text{CaCO}_3$ ; de aquí, con la figura 4.3.5, se tiene que,

Factor de Corrección = 1.06



% DE SODIO (INFLUENTE)

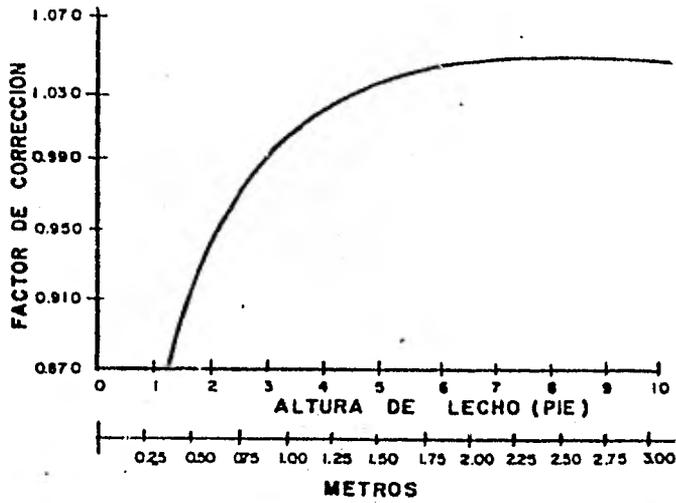
REGENERACION A CONTRACORRIENTE  
 USANDO  $H_2SO_4$  AL 1.3%  
 AMBERLITE IR-120 PLUS  
 FIGURA 4.3.2



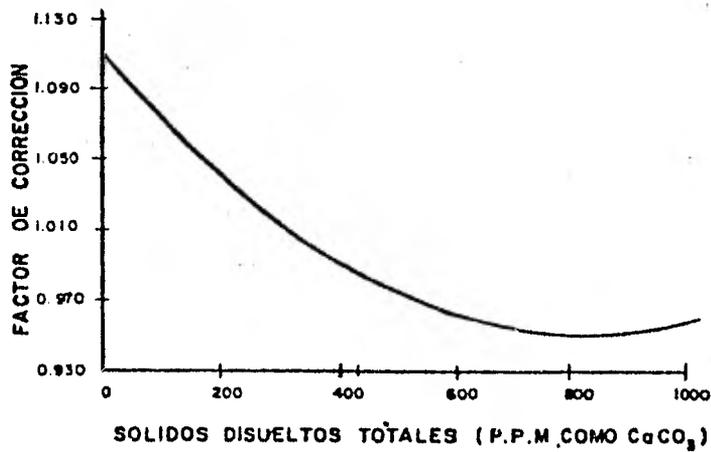
% ALCALINIDAD

REGENERACION A CONTRACORRIENTE  
 USANDO  $H_2SO_4$  AL 1.3%  
 AMBERLITE IR-120 PLUS

FIGURA 4.3.3



REGENERACION A CONTRACORRIENTE  
 USANDO  $H_2SO_4$  AL 1.3%  
 AMBERLITE IR-120 PLUS  
 FIGURA 4.3.4



REGENERACION A CONTRACORRIENTE  
 USANDO  $H_2SO_4$  AL 1.3%  
 AMBERLITE IR-120 PLUS  
 FIGURA 4.3.5

La siguiente expresión nos da la corrección de capacidad

$$\text{Capacidad corregida} = 0.66 \times 0.82 \times 1.04 \times 1.05 \times 1.06 = 0.63 \text{ eq/lt}$$

#### 4.3.3 Volumen de Agua a Tratar por Ciclo de Servicio

Al igual que en la Unidad Aniónica, la Catiónica será diseñada para tratar  $160 \text{ m}^3/\text{hr}$  y operar continuamente 12 horas.

$$V = 160 \text{ m}^3/\text{hr} \times 12 = 1920 \text{ m}^3 = 1,920,000 \text{ lt}$$

#### 4.3.4 Equivalentes de Remover por Ciclo de Servicio

De la misma forma que en el punto 4.2.4 los equivalentes a remover por litro de agua a tratar se obtienen convirtiendo 182 ppm  $\text{CaCO}_3$  de sólidos disueltos a eq/lt

$$182 \text{ ppm CaCO}_3 \times 2 \times 10^{-5} \frac{\text{eq./lt}}{\text{ppm CaCO}_3} = 0.0036 \text{ eq/lt}$$

Por lo tanto se quitarán 3.6 miliequivalentes por cada litro de agua, entonces,

$$1,920,000 \text{ lt} \times 0.0036 \text{ eq/lt} = 6912 \text{ equivalentes}$$

#### 4.3.5 Volumen de Resina Catiónica

$$\frac{6912 \text{ eq.}}{0.63 \text{ eq/lt}} = 10971.4 \text{ lt}$$

$$\text{Volumen de Resina} = 11 \text{ m}^3$$

4.4 NEUTRALIZACION DE EFLUENTES PROVINIENTES DE LA  
REGENERACION DE LA UNIDAD DESMINERALIZADORA.

4.4.1 Requerimiento de Hidróxido de Sodio en Unidad Aniónica

El consumo de sosa caústica se obtiene mediante la siguiente operación:

Volumen de Resina X Nivel de Regeneración Elegido =

$$6800 \text{ lt} \times 96 \text{ g/lt} = 652800 \text{ g de NaOH al } 100\%$$

Equivalentes disponibles

$$\frac{652800 \text{ g}}{40 \text{ g/eq}} = 16320 \text{ eq}$$

4.4.2 Exceso de Sosa Después de la Regeneración

Equivalentes de sosa - Equivalentes a remover = Exceso - de sosa

$$16320 \text{ eq} - 4876.8 \text{ eq} = 11443.2 \text{ eq}$$

4.4.3 Requerimiento de Acido Sulfúrico en Unidad Catiónica.

Este punto es semejante al 4.4.1.

Volumen de Resina X Nivel de Regeneración Elegido =

$$11000 \text{ lt} \times 64 \text{ g/lt} = 704000 \text{ g de H}_2\text{SO}_4 \text{ } 100\%$$

Equivalentes disponibles

$$\frac{704000 \text{ g}}{49 \text{ g/eq}} = 14367.3 \text{ eq}$$

#### 4.4.4 Exceso de Acido Después de la Regeneración

Equivalentes de ácido - Equivalentes a remover = Exceso de ácido

$$14367.3 \text{ eq} - 6912 \text{ eq} = 7455.3 \text{ eq}$$

#### 4.4.5 Naturaleza del Efluente Enviado a la Fosa de Neutralización.

Como consecuencia de la regeneración del anión y catión se envían dos efluentes a la fosa de neutralización uno ácido y el otro básico. La mezcla de los dos nos indicará si hay necesidad de agregar ácido o sosa con el fin de desechar un efluente neutro.

Exceso de sosa - Exceso de ácido = Exceso de sosa a neutralizar

$$11443.2 \text{ eq} - 7455.3 \text{ eq} = 3987.9 \text{ equivalentes de sosa a neutralizar}$$

Como se puede observar el resultado es un efluente básico, de aquí, la necesidad de adicionar ácido en la fosa de neutralización, y el requerimiento del mismo está dado por:

$$3987.9 \text{ eq} \times 49 \text{ g/eq} = 195407 \text{ g de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 100\%}$$

$$\text{ó } 199.4 \text{ Kg de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 98\%}$$

Del cálculo anterior se requiere de aproximadamente 200 Kg de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  al 98% en la fosa de neutralización en cada regeneración de la Unidad Desmineralizadora.

Para fines industriales los resultados obtenidos - hasta ahora para las resinas aniónica y catiónica pueden considerarse apropiados. Se variarán los niveles de regeneración ( en ambos: catión y anión ) con el fin de obtener un efluente que requiera la mínima cantidad de reactivo ( ácido ó sosa ) para su neutralización.

Los cálculos siguientes se efectuarán en forma similar a todo el punto 4, por lo cual sólo se muestran las operaciones, y así sintetizar.

#### UNIDAD ANIONICA

De la figura 4.4.1, se elige el nivel de regeneración de 80 g de NaOH/lit de resina, leyéndose una fuga de sílice igual a:

$$\text{Fuga promedio de sílice} = 0.086 \text{ ppm } \text{CaCO}_3$$

Ahora, con la figura 4.4.2 y 80 g g/lit obtenemos la capacidad teórica de la resina.

$$33.9 \text{ g } \text{CaCO}_3/\text{lit} \times 0.02 = 0.68 \text{ eq/lit}$$

Aplicando el mismo factor que en el punto 4.4.2 se corrige la capacidad

$$0.68 \text{ eq/lit} \times 0.98 = 0.67 \text{ eq/lit}$$

Con el dato obtenido en el punto 4.4.4 y la capacidad anterior el volumen de resina está dado por

$$\text{Volumen de Resina} = \frac{4877 \text{ eq}}{0.67 \text{ eq/lit}} = 7279 \text{ lit}$$

FUGA DE SILICE VS. NIVEL DE REGENERACION

AMBERLITE IRA-402

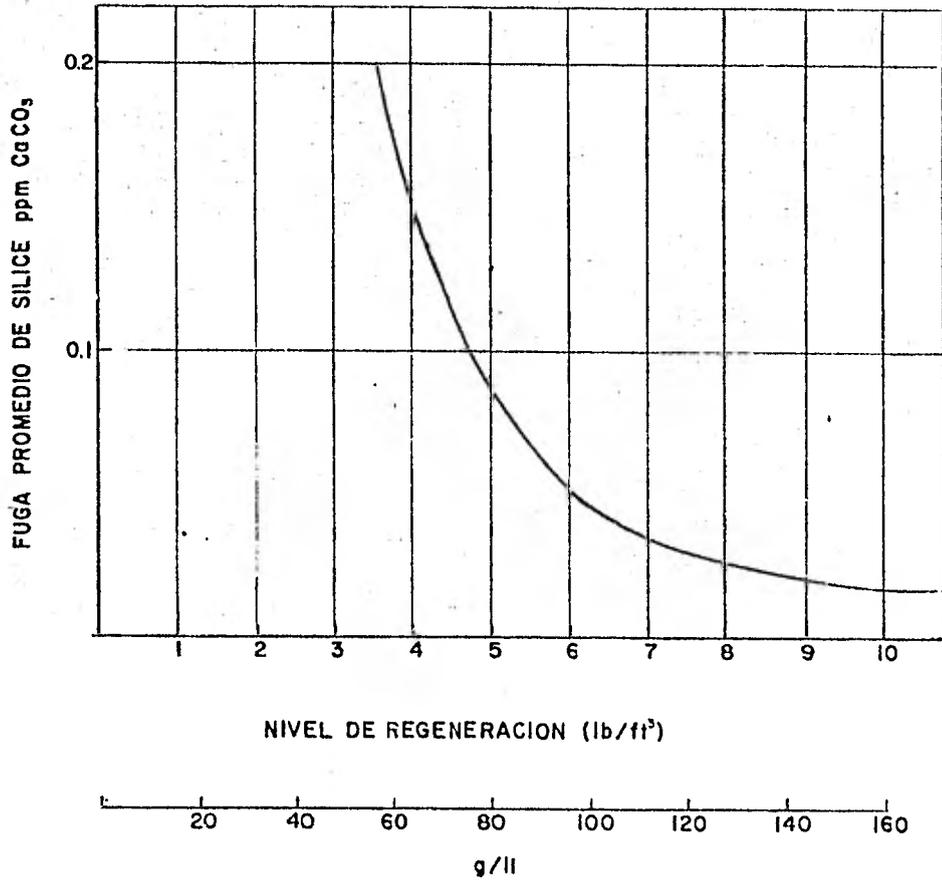


FIGURA 4.4.1

CAPACIDAD VS. NIVEL DE REGENERACION  
AMBERLITE IRA-402

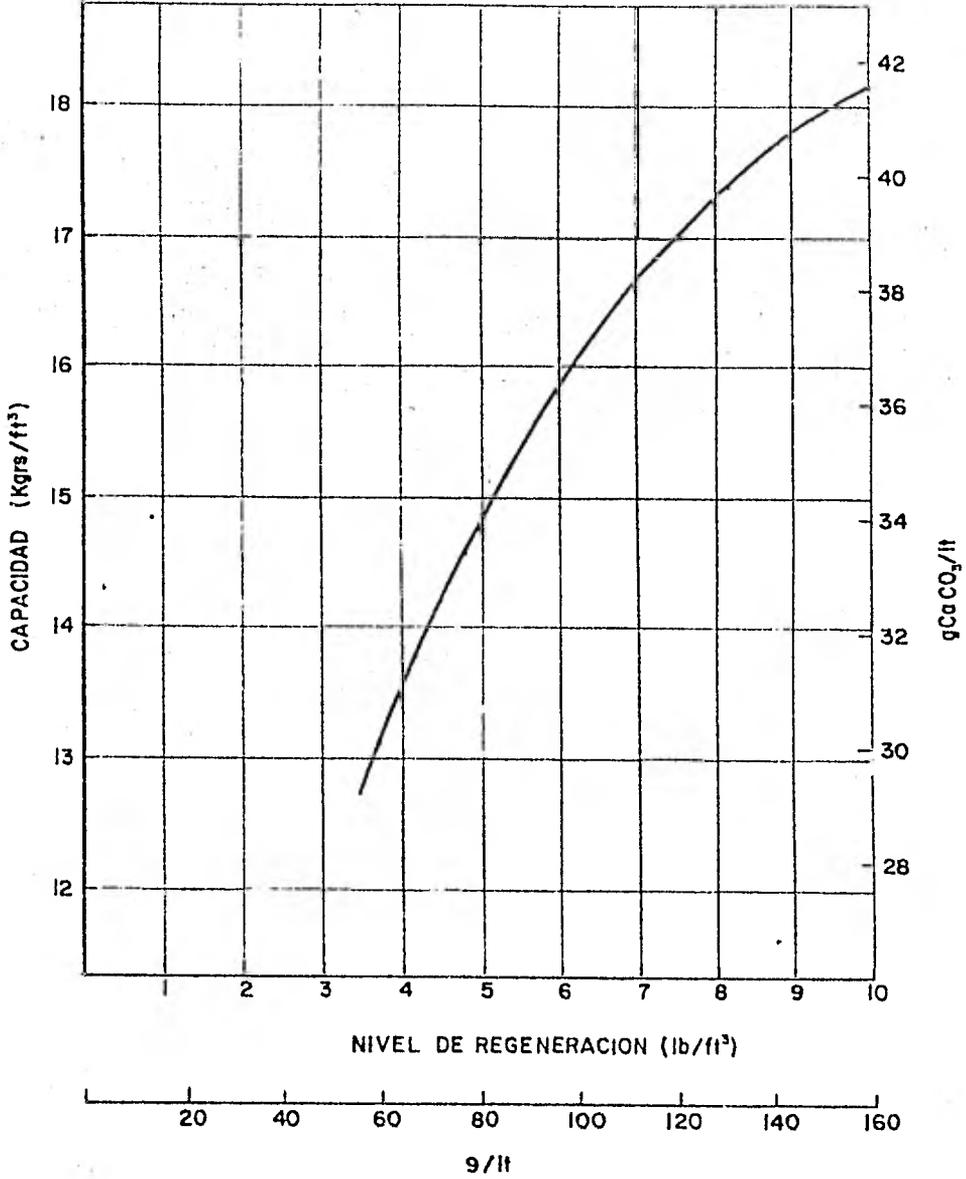


FIGURA 4.4.2

## UNIDAD CATIONICA

Utilizando la figura 4.1.2, se elige el nivel de - regeneración de 80 g de  $H_2SO_4$ /lt de resina, dando una fuga de sodio de:

$$\text{Fuga de sodio} = 0.18 \text{ ppm } CaCO_3$$

El uso de la figura 4.3.1 y 80g/lt da una capacidad teórica de la resina de:

$$36 \text{ g } CaCO_3/lt \times 0.02 = 0.72 \text{ eq/lt}$$

Los factores de corrección son iguales al punto - 4.3.2

$$0.72 \times 0.82 \times 1.04 \times 1.05 \times 1.06 = 0.68 \text{ eq/lt}$$

El volumen de la resina es el siguiente tomando en cuenta el punto 4.3.4

$$\text{Volumen de Resina} = \frac{6912 \text{ eq}}{0.68 \text{ eq/lt}} = 10165 \text{ lt}$$

## NEUTRALIZACION DE EFLUENTES

Requerimiento de Hidróxido de Sodio

$$7279 \text{ lt} \times 80 \text{ g/lt} = 582320 \text{ g de } NaOH \text{ 100\%}$$

$$\frac{582320 \text{ g}}{40 \text{ g/eq}} = 14558 \text{ eq}$$

Exceso de sosa

$$14558 \text{ eq} - 4877 \text{ eq} = 9681 \text{ eq}$$

Requerimiento de ácido sulfúrico

$$10165 \text{ lt} \times 80 \text{ g/lt} = 813200 \text{ g de H}_2\text{SO}_4 \text{ 100\%}$$

$$\frac{813200 \text{ g}}{49 \text{ g/eq}} = 16596 \text{ eq}$$

Exceso de ácido

$$16596 \text{ eq} - 6912 \text{ eq} = 9684 \text{ eq}$$

Naturaleza del Efluente

9684 eq de ácido - 9861 eq de sosa = 3 eq de exceso de ácido

Del resultado anterior se observa que el efluente puede considerarse neutro. Los 3 equivalentes ( 120 g ) de NaOH necesarios para la neutralización pueden adicionarse a la regeneración de anión.

$$582320 \text{ g} + 120 \text{ g} = 582440 \text{ g NaOH 100\%}$$

La selección de los niveles de regeneración resultaron ser los apropiados en el segundo caso, pero no siempre serán necesariamente iguales, como resultó anteriormente para el catión y el anión ( 80 g/lt ), sino al -- contrario esto está en función del análisis del agua.

## 5.- DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES QUE CONTENDRAN LAS RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO

Las resinas de intercambio iónico se colocan en recipientes verticales a presión diseñados para un contacto eficiente entre el agua y la resina. Los elementos necesarios son: un recipiente con volumen suficiente para permitir la expansión de la resina durante el retrolavado ( 80-100% del volumen calculado originalmente ), -- area de flujo apropiada durante el servicio, soporte adecuado del lecho de resina y un sistema de distribución para el agua de servicio, agua de enjuague y regenerante.

El área de las unidades está determinanda por el flujo ( $m^3/h/m^2$ ); por lo tanto debe considerarse el siguiente rango de 24 a 30  $m^3/h/m^2$  para el diseño de los recipientes.

En principio se utilizarán los siguientes criterios:

- i) flujo máximo de diseño: 30  $m^3/h/m^2$ ,
- ii) expansión máxima de lecho: 80% y
- iii) altura máxima de lecho: 2.25 m.

### 5.1 UNIDAD ANIONICA.

Con los criterios expuestos anteriormente se procede al dimensionamiento del recipiente.

#### 5.1.1 Cálculo del Diámetro.

El área de flujo se obtiene mediante la relación -- que a continuación se muestra.

$$\frac{\text{Gasto (m}^3/\text{h)}}{\text{Flujo (m}^3/\text{h/m}^2)} = \text{Area de flujo (m}^2)$$

así que,

$$\frac{160 \text{ m}^3/\text{h}}{30 \text{ m}^3/\text{h/m}^2} = 5.34 \text{ m}^2$$

entonces

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{4 \times (\text{Area})}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 5.34 \text{ m}^2}{\pi}} = 2.61 \text{ m}$$

5.1.2

Cálculo de la Altura del Recipiente (entre tangentes). Considerando la expansión máxima del lecho de resina durante el retrolavado como un 80% resulta que,

$$\begin{aligned} \text{Altura} &= \frac{\text{Volumen de Resina} + (0.8) \text{ Volumen de Resina}}{\text{Area del Recipiente}} \\ &= \frac{4 (7.279 \text{ m}^3 + (0.8) 7.279 \text{ m}^3)}{\pi (2.61 \text{ m})^2} = 2.45 \text{ m} \end{aligned}$$

5.1.3

Altura de Lecho de Resina

En base al diámetro obtenido anteriormente,

$$\begin{aligned} \text{Altura de lecho} &= \frac{\text{Volumen de Resina}}{\text{Area del Recipiente}} \\ &= \frac{4 \times 7.279 \text{ m}^3}{\pi (2.61 \text{ m})^2} = 1.36 \text{ m} \end{aligned}$$

ésta es menor que la máxima permitida

El dimensionamiento del equipo se muestra en el es-

quema a continuación, figura 5.1.1.

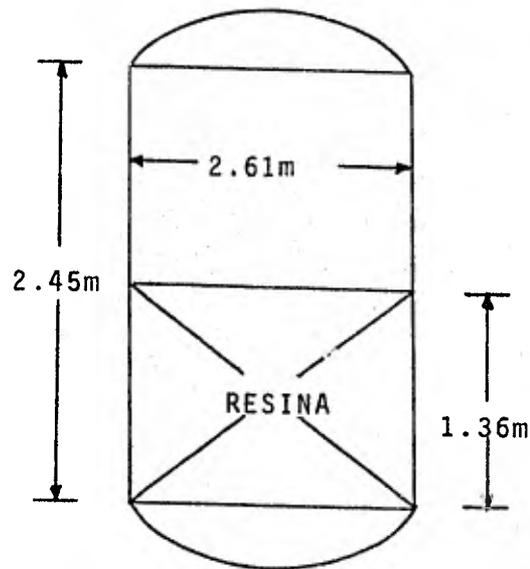


FIGURA 5.1.1.

## 5.2 UNIDAD CATIONICA

Se procede en forma similar a la Unidad Aniónica; - tomando el flujo de  $24 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2$ , con el fin de que el recipiente no sea muy alto.

### 5.2.1 Cálculo del Diámetro

$$\text{Area de flujo} = \frac{160 \text{ m}^3/\text{h}}{24 \text{ m}^3/\text{h}/\text{m}^2} = 6.67 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro} = 2.92 \text{ m}$$

### 5.2.2 Cálculo de la Altura de Recipiente

$$\text{Altura} = \frac{4 \times 1.8 \times 10.165 \text{ m}^3}{\pi (2.92 \text{ m})^2} = 2.73 \text{ m}$$

5.2.3. Altura de Lecho de Resina

$$\frac{4 \times 10.165 \text{ m}^3}{\pi (2.92 \text{ m})^2} = 1.52 \text{ m}$$

Por lo tanto se muestran las siguientes dimensiones.

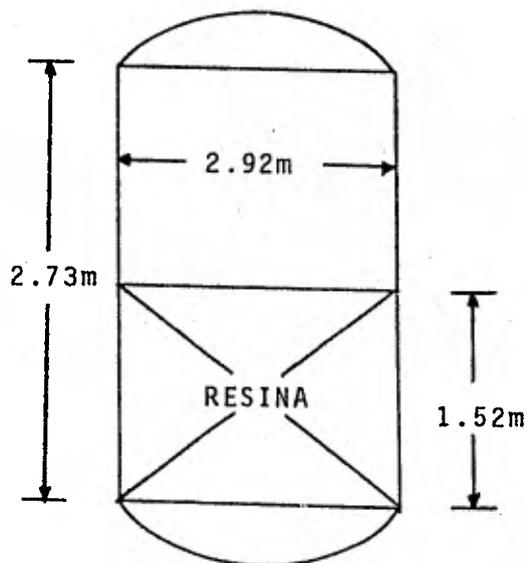


FIGURA 5.2.1.

## 6.- SECUENCIA DE REGENERACION.

En este capítulo se desarrollan los cálculos respectivos a cada etapa de la secuencia de regeneración en la resina de intercambio iónico y, como fin ilustrativo se utilizarán las condiciones de operación sugeridas por el fabricante de aquella. En el Apéndice se muestran tablas específicas para Amberlite IR-120 PLUS y Amberlite IRA-402.

Estos cálculos son la base para el dimensionamiento de los siguientes equipos: cambiador de calor, tanques de almacenamiento y tanques de dfa. Al mismo tiempo nos sirven para elegir la bomba apropiada para el servicio de agua de dilución de ácido y sosa.

Como se ha venido haciendo en los capítulos anteriores, se inicia por la Unidad Aniónica.

### 6.1 UNIDAD ANIONICA.

La Amberlite IRA-402 se suministra en la forma cloruro ( $\text{Cl}^-$ ) y puede ser usada directamente para muchas aplicaciones típicas de la resina de intercambio aniónico -- fuertemente básica. Sin embargo, cuando la Amberlite IRA-402 es empleada para desmineralización, debe convertirse a la forma hidróxido ( $\text{OH}^-$ ) con una solución de hidróxido de sodio.

A continuación se muestran las etapas de regeneración inherentes a esta resina.

### 6.1.1 Retrolavado.

Una vez agotada la resina el retrolavado debe efectuarse a una velocidad suficiente para expandir el lecho y sacar los contaminantes, por ejemplo: materia orgánica suspendida. El flujo de retrolavado será el suficiente para expandir el lecho, pero no ocasionará pérdida de resina.

$$\text{Flujo de Retrolavado} = 12.25\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^2$$

$$\text{Volumen de Agua para Retrolavado} =$$

$$= 2 \times \text{Volumen de Resina} = 2 \times 7.279\text{m}^3 = 14.56\text{m}^3$$

entonces

$$\text{Gasto} = \text{Flujo} \times \text{Area de Recipiente}$$

$$= 12.25\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^2 \times 5.35\text{m}^2 = 65.54\text{m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Tiempo de Retrolavado} = \frac{14.56\text{m}^3}{65.54\text{m}^3/\text{hr}} = 0.22\text{hr} = 13 \text{ min.}$$

### 6.1.2 Regeneración.

En esta etapa se utilizan las siguientes condiciones de operación:

Nivel de Regeneración: 80g/lt

Concentración de Regenerante: 4% (Hidróxido de Sodio)

Temperatura de Regenerante: 49°C

Flujo de Regenerante: 40.1m<sup>3</sup>/hr/m<sup>3</sup> de resina

Requerimiento de sosa = 7279 lt X 80g/lt = 582320g

La solución de hidróxido de sodio en el tanque de almacenamiento está a una concentración del 50% por lo tanto -

se muestran las siguientes propiedades del regenerante a las concentraciones de 50 y 4%

Solución	gr de NaOH/lt de solución
NaOH 50%	762.7
NaOH 4%	41.71

Con esto el agua necesaria para dilución se obtiene por el procedimiento a continuación.

$$\frac{582320 \text{ g de NaOH}}{762.7 \text{ g/lt}} = 763.5 \text{ lt}$$

Se observa que se necesitan 763.5 litros de solución de NaOH al 50%, pero se debe hacer una dilución hasta obtener una concentración del 4%, como base en la regeneración de la resina; por lo tanto se tiene que

$$\frac{582320 \text{ g de NaOH}}{41.71 \text{ g/lt}} = 13961.2 \text{ lt de NaOH al 4\%}$$

$$\text{Agua para dilución} = 13961.2 \text{ lt} - 763.5 = 13197.7 \text{ lt}$$

Tiempo de regeneración.

$$\frac{13961.2 \text{ lt (NaOH 4\%)}}{7279 \text{ lt de resina} \times 4.01 \text{ lt/hr/lt}} \times 60 = 29 \text{ min.}$$

Gasto de agua para dilución.

$$\frac{13197.7 \text{ lt}}{29 \text{ min}} \times 60 = 27305.6 \text{ lt/hr} = 27.31 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\text{Gasto de solución de sosa al 50\%} = 1.58 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Gasto de regenerante (NaOH 4%)

$$1.58\text{m}^3/\text{hr} + 27.31\text{m}^3/\text{hr} = 28.89\text{m}^3/\text{hr}$$

### 6.1.3 Desplazamiento.

Esta etapa se efectúa a la velocidad del agua para dilución:  $27.31\text{m}^3/\text{hr}$ , y el volumen de agua es igual a dos volúmenes de lecho de resina.

Tiempo de desplazamiento.

$$\frac{2 \times 7.279\text{m}^3}{27.31\text{m}^3/\text{hr}} \times 60 = 32 \text{ min.}$$

### 6.1.4 Enjuague.

Por recomendación del fabricante de la resina el flujo de enjuague se toma como:  $12.03\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^3$ , entonces,

$$12.03\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^3 \times 7.279\text{m}^3 = 87.57\text{m}^3/\text{hr}$$

es el gasto requerido para el enjuague.

El volumen de agua necesaria para el enjuague es equivalente de 3 a 4 volúmenes de lecho de resina.

$$3 \times 7.279\text{m}^3 = 21.84\text{m}^3$$

Tiempo requerido para enjuague.

$$\frac{21.84\text{m}^3}{87.57\text{m}^3/\text{hr}} \times 60 = 15 \text{ min.}$$

## RESUMEN

E T A P A	TIEMPO minutos	GASTO m <sup>3</sup> /hr	VOLUMEN m <sup>3</sup>
RETROLAVADO	13	65.54	852.02
REGENERACION *	29	28.89	837.81
DESPLAZAMIENTO	32	27.31	873.92
ENJUAGUE	15	87.53	1312.95

T O T A L                      89

\* Regenerante 1.58m<sup>3</sup>/h; Agua para dilución 27.31m<sup>3</sup>/h

## 6.2 UNIDAD CATIONICA.

La resina Amberlite IR-120 PLUS se suministra en la forma de sodio, pero este se convierte inicialmente a la forma hidrógeno con ácido sulfúrico ó clorhídrico. Para la regeneración a contracorriente el ácido regenerante - debe diluirse con agua desmineralizada o decationizada.

Los problemas asociados con la regeneración por ácido sulfúrico básicamente pueden sintetizarse en:

- i) ionización incompleta del ión bisulfato ( $\text{H-SO}_4^-$ ), disminuyendo la efectividad.
- ii) Formación del precipitado de sulfato de calcio en el interior del lecho de resina.

### 6.2.1 Retrolavado.

Idealmente con regeneración a contracorriente el mezclado del lecho debido al retrolavado debería ser mínimo. Desafortunadamente, no es posible excluir toda la materia suspendida en la resina.

La frecuencia del retrolavado depende del influente y las condiciones de uso, pero probablemente se requerirá entre cada 20 a 40 ciclos. El retrolavado deberá expandir cuando menos a un 50% el volumen del lecho.

Por ser una regeneración a contracorriente esta etapa no se incluye en los cálculos.

### 6.2.2 Regeneración.

La precipitación de sulfato de calcio es una posibili

dad cuando el agua a tratar contiene un alto porcentaje de calcio. Para evitar este problema se recomienda que la regeneración se efectue en dos etapas. Del total de regenerante el 30% se introduce a una concentración de ácido sulfúrico al 1.3%, a un flujo de  $8\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^3$  y el restante 70%, a una concentración de 2% con flujo de  $5\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^3$ .

Nivel de Regeneración: 80g/lt

Para las diversas concentraciones de ácido se muestra lo siguiente.

Solución	gr de $\text{H}_2\text{SO}_4$ /lt de solución
$\text{H}_2\text{SO}_4$ : 98.0%	1799
2.0 %	20.24
1.3%	13.11

Requerimiento de ácido =  $10165 \text{ lt} \times 80\text{g/lt} = 813200\text{g}$

Primera Etapa de Regeneración.

$813200\text{g} \times 0.3 = 243960\text{g}$

Como se observa se dosificarán 243960g de ácido al 1.3%, entonces, en forma similar a la Unidad Aniónica se tiene lo siguiente:

$$\frac{243960\text{g de } \text{H}_2\text{SO}_4}{1799\text{g/lt}} = 135.61 \text{ lt de } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ al } 98\%$$

$$\frac{243960\text{g de } \text{H}_2\text{SO}_4}{13.11\text{g/lt}} = 18608.70 \text{ lt de } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ al } 1.3\%$$

Agua para dilución = 18608.70lt - 135.61lt = 18473.09lt

Flujo de regeneración =  $8\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^3$

Tiempo de regeneración

$$\frac{18608.71\text{lt (H}_2\text{SO}_4 \text{ 1.3\%)}}{101651\text{t de resina X } 8\text{lt/hr/lt}} \times 60 = 14 \text{ min.}$$

Gasto de solución de ácido al 98%.

$$\frac{135.61\text{lt}}{14 \text{ min}} = 9.69\text{lt/min} = 0.58\text{m}^3/\text{hr}$$

Gasto de agua para dilución.

$$\frac{18473.09\text{lt}}{14 \text{ min}} = 1319.51\text{lt/min} = 79.17\text{m}^3/\text{hr}$$

Gasto de regenerante ( $\text{H}_2\text{SO}_4$  1.3%).

$$0.58\text{m}^3/\text{hr} + 79.17\text{m}^3/\text{hr} = 79.75\text{m}^3/\text{hr}$$

Segunda Etapa de Regeneración.

$$813200\text{g} - 243960\text{g} = 569240\text{g}$$

Esta diferencia se dosificará a una concentración del 2%.  
El tiempo de regeneración se obtiene en forma similar a la primera etapa.

$$\frac{569240\text{g de H}_2\text{SO}_4}{1799\text{g/lt}} = 316.42\text{lt de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 98\%}$$

$$\frac{569240\text{g de H}_2\text{SO}_4}{20.24\text{g/lt}} = 28124.51\text{lt de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 2\%}$$

Agua para dilución =  $28124.51\text{lt} - 316.42\text{lt} = 27808.09\text{lt}$

Flujo de regeneración =  $5\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^3$

Tiempo de regeneración.

$$\frac{28124.51\text{lt} (\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 2\%})}{10165\text{lt de resina} \times 5\text{lt/hr/lt}} \times 60 = 33 \text{ min.}$$

Gasto de solución de ácido al 98%

$$9.69\text{lt/min} = 0.58\text{m}^3/\text{hr} \text{ (igual a 1}^\circ \text{ etapa)}$$

Gasto de agua para dilución.

$$\frac{27808.09\text{lt}}{33 \text{ min.}} = 842.67\text{lt/min} = 50.56\text{m}^3/\text{hr}$$

Gasto de regenerante (2%)

$$0.58\text{m}^3/\text{hr} + 50.56\text{m}^3/\text{hr} = 51.14\text{m}^3/\text{hr}$$

### 6.2.3 Desplazamiento.

Esta etapa se efectúa a la velocidad de agua para dilución:  $50.56\text{m}^3/\text{hr}$ , con un volumen de agua equivalente a 2.3 volúmenes de lecho de resina.

Tiempo de desplazamiento.

$$\frac{2.3 \times 10.165\text{m}^3}{50.56\text{m}^3/\text{hr}} \times 60 = 28 \text{ min}$$

#### 6.2.4 Enjuague.

El enjuague será común para ambas unidades (catiónica y Aniónica), o sea, el agua utilizarse en el enjuague del lecho catiónico se aprovechará para enjuagar el lecho aniónico.

Se empleará el consumo de agua mayor entre el punto 6.a.4 y el que a continuación se calcula.

Volumen de agua necesario para el enjuague (Recomendación de 2 a 3 volúmenes de lecho de resina).

$$2.5 \times 10.165\text{m}^3 = 25.41\text{m}^3$$

De aquí, que este sea el volumen a recircularse.

Reusar y recircular el agua en esta etapa, entre las unidades catiónica y aniónica, es con el fin de ahorrar agua.

Tiempo requerido para enjuague.

$$\frac{25.41\text{m}^3}{87.57\text{m}^3/\text{hr}} \times 60 = 18 \text{ min}$$

Observese que se emplea el gasto del punto 6.1.4, siendo éste el parámetro determinativo para el diseño, y no -- aquel sugerido en la Amberlite IR-120 Plus.

# RESUMEN

E T A P A	TIEMPO minutos	GASTO m <sup>3</sup> /hr	VOLUMEN m <sup>3</sup>
REGENERACION 1° ETAPA (1)	14	79.75	1116.50
REGENERACION 2° ETAPA (2)	33	51.14	1687.62
DESPLAZAMIENTO	28	50.56	1415.68
ENJUAGUE (3)	18	87.57	1576.26

T O T A L .                      89

- (1) Regenerante 0.58m<sup>3</sup>/hr; Agua para dilución 79.17m<sup>3</sup>/hr
- (2) Regenerante 0.58m<sup>3</sup>/hr; Agua para dilución 50.56m<sup>3</sup>/hr
- (3) Este valor se aplica para las unidades catiónica y aniónica.

6.3 TABLA DE SECUENCIA DE REGENERACION\*

Minutos		0	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	66	72	78	84	90	96
U. CATIONICA			REGEN. 1° ETAPA		REGENERACION. 2° ETAPA						DESPLAZAMIENTO			ENJUAGUE				
VALVULAS ABIERTAS			FV-03,04,05,09,10 y 11		FV-03,04,05,09 y 10						FV-03,04 y 10			FV-06 y 07				
U. ANIONICA			RETRO-LAVADO		REGENERACION						DESPLAZAMIENTO			ENJUAGUE				
VALVULAS ABIERTAS			FV-21,22		FV-14,15,19,20 y TV-02						FV-14,15 y 20			FV-16 y 17				

\* Un tren en regeneración y el otro en servicio.

NOTA: Ver Diagrama de Flujo.

## 7. CALCULO Y DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO COMPLEMENTARIO

En este capítulo se hará una descripción de los cálculos básicos para el dimensionamiento ó selección del equipo complementario para un sistema de desmineralización de agua. Los cálculos se basan primordialmente en experiencias prácticas obtenidas conforme se han desarrollado nuevas técnicas en la desmineralización.

### 7.1 DESGASIFICADOR.

Varios investigadores han estudiado diferentes arreglos y tipos de empaques para reducir el contenido de  $\text{CO}_2$  en el agua, mediante una columna desgasificadora atmosférica. S. Applebaum\* ha sintetizado los diversos trabajos y concluido en los siguientes criterios aceptados técnica y económicamente.

- 1.- Flujo superficial del agua a tratar: 49 a 73  $\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}^2$ .
- 2.- Utilizar anillos Raschig para empaque.
- 3.- Altura de empaque: 1.5 a 4.5 m
- 4.- Con una altura de empaque de 2.1 a 2.4 m se reduce el contenido de  $\text{CO}_2$  desde 100 ppm a 5 ppm  $\text{CaCO}_3$  a  $10^\circ\text{C}$ .
- 5.- La cámara de espreado más el fondo de entrada de aire aumentan la altura del recipiente de 1.5 a 1.85m.
- 6.- La capacidad del ventilador será de 22 a 50  $\text{m}^3\text{N}/\text{hr}$  de aire por cada metro cúbico por hora de agua tratada, a una presión de 50 a 150 mm de columna de agua, dependiendo de la profundidad del empaque.

Ahora, en base a lo anterior se procederá a dimensionar el equipo:

$$\text{Area de flujo} = \frac{160 \text{ m}^3/\text{hr}}{65 \text{ m}^3/\text{hr}/\text{m}^2} = 2.462 \text{ m}^2$$

$$\text{Diámetro} = \sqrt{\frac{4 \times 2.462}{\pi}} = 1.771 \text{ m}$$

$$\text{Altura de empaque} = 2.00 \text{ m}$$

Altura del recipiente = 2.00 + 1.85 = 3.85 m

Capacidad del ventilador =  $40 \frac{\text{m}^3\text{N/hr}}{\text{m}^3/\text{hr}} \times 160 \text{ m}^3/\text{hr}$

= 6400 m<sup>3</sup>N/hr de aire

$\Delta P$  del ventilador = 150 mm

Potencia requerida por el ventilador.

$$Kw = \frac{(\text{Nm}^3/\text{hr}) (\Delta P)}{367,197 \times 0.8} = \frac{6400 \times 150}{367,197 \times 0.8} = 3.268$$

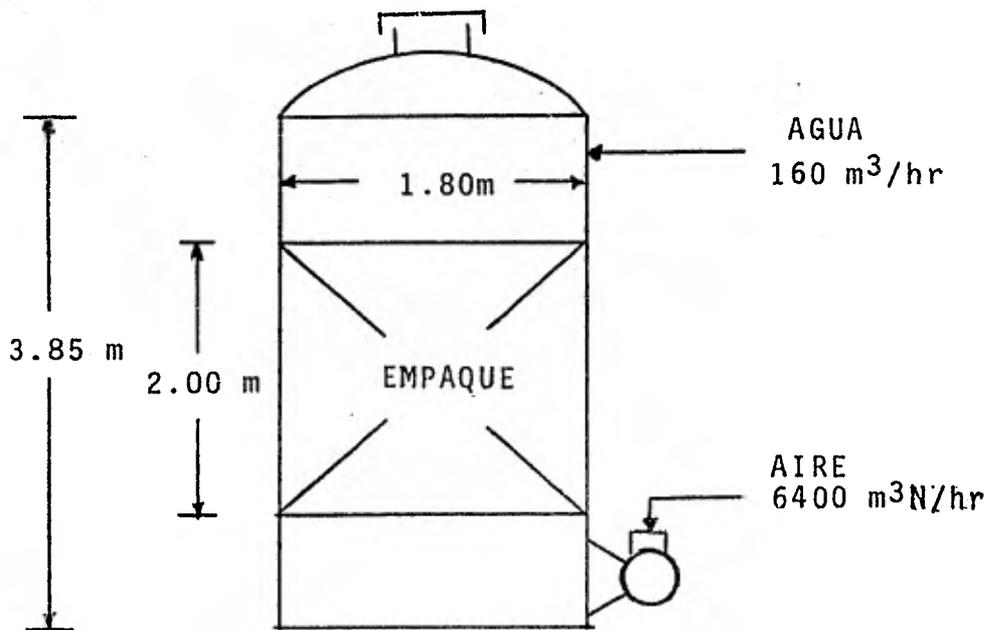


FIGURA 7.1.1

\* Demineralización by Ion Exchange, Cap. 5; Academic Press, N.Y., 1968.

7.2

CAMBIADOR DE CALOR.

La regeneración de la Unidad Aniónica se efectúa a la temperatura de 49°C y, para calentar la solución de sosa se requiere de un cambiador de calor (ver diagrama de flujo), en el cual se emplea vapor de agua como medio de calentamiento. Para fines prácticos el cálculo se realiza en unidades del sistema inglés.

Solución de sosa 4%

$$W = 28.89 \text{ m}^3/\text{hr} = 66291 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = \text{Temperatura de entrada} = 75^\circ\text{F}$$

$$T_2 = \text{Temperatura de salida} = 120^\circ\text{F}$$

$$S = \text{densidad relativa} = 1.0428$$

$$C_p = \text{Calor específico} = 0.95 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

Balance de calor

$$Q = 66291 \text{ lb/hr} \times 0.95 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times (120 - 75)^\circ\text{F} \\ = 2.834 \times 10^6 \text{ BTU/hr}$$

Requerimiento de vapor

$$w = \frac{Q}{\lambda} = \frac{2.834 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{915.5 \text{ BTU/lb}} = 3095.6 \text{ lb/hr}$$

Cálculo LMTD

Fluido caliente		Fluido frío diferencia	
293	Temperatura alta	120	173
293	Temperatura baja	75	218
0	diferencia	45	45

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{218 - 173}{2.3 \log (218/173)} = 194.9$$

$$U_D \text{ supuesta} = 250 \text{ BTU/hr. ft}^2. ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{2.834 \times 10^6}{250 \times 194.9} = 58.163 \text{ ft}^2.$$

Utilizando tubos con

OD = diámetro exterior = 3/4 in

18 BWG

largo 6.5 ft

pitch  $\Delta$  1"

ID = diámetro interior = 0.652 in

$a_t$  = área de flujo/tubo = 0.334 in<sup>2</sup>

área de transferencia de calor = 0.1963 ft<sup>2</sup>/ft

$$n_t = \frac{58.163 \text{ ft}^2}{6.5 \text{ ft} \times 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 45.5 \text{ tubos}$$

utilizar  $n_t = 50$  tubos

$$A = 50 \times 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 6.5 \text{ ft} = 64 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{2.834 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{64 \text{ ft}^2 \times 194.9 \text{ }^\circ\text{F}} = 227 \text{ BTU/hr.ft}^2. \text{ }^\circ\text{F}$$

CALCULO POR LADO DE LOS TUBOS.

Fluido: Solución de sosa al 4%

$a_t = 0.334 \text{ in}^2$

$$a_t = \frac{n_t a_t}{144 n} = \frac{50 \times 0.334}{144 \times 2} = 0.058 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{66291 \text{ lb/hr}}{0.058 \text{ ft}^2} = 1,142,948 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$$

a  $\bar{T} = 97.5 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 1.07 \text{ cp} \times 2.42 = 2.589 \text{ lb/ft.hr}$$

$$D = \frac{0.652 \text{ in}}{12} = 0.0543 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{DGt}{\mu} = \frac{0.0543 \times 1,142,948}{2.589} = 23986$$

$$jH = 80 *$$

$$K = 0.36 \text{ BTU/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$Cp = 0.94 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\phi_t = 1$$

$$hi = jH \left( \frac{K}{D} \right) \left( \frac{Cp \mu}{K} \right)^{1/3} \phi_t = \left( \frac{80 \times 0.36}{0.054} \right) \left( \frac{0.94 \times 2.589}{0.36} \right)^{1/3}$$

$$= 1008 \text{ BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

$$hio = hi \left( \frac{ID}{OD} \right) = 1008 \times \frac{0.652}{0.75} = 876 \text{ BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación de vapor son muy altos. Se acostumbra adoptar un valor convencional y conservativo para el coeficiente de película. en todos los servicios de calentamiento que emplean vapor relativamente libre de aire, un valor de 1500 BTU/hr.ft<sup>2</sup>.°F será usado para la condensación de vapor. Entonces,

$$Uc = \frac{1500 \times 876}{1500 + 876} = 553 \text{ BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

Ahora, tomando los siguientes valores recomendados para las resistencias a la transferencia de calor:

$$R = 0.0005 \text{ hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F/BTU para el vapor}$$

$$R = 0.001 \text{ hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F/BTU para la solución de sosa}$$

$$R = 0.0005 \text{ hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F/BTU para el tubo.}$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{553} + 0.0005 + 0.001 + 0.0005} = 263 \text{ BTU/hr.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

$$U_D \text{ Calculada} > U_D \text{ supuesta}$$

Caída de presión por el lado de los tubos.

$$Re = 23986$$

$$\phi_t = 1$$

\* Process Heat Transfer, Donald Q, Kern, McGraw Hill.  
Appendix of calculation data.

$$f = 0.00021.$$

$$n = 2$$

$$S = 1.0428$$

$$G_t = 1,142,948 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$L = 6.5 \text{ ft}$$

$$D = 0.0543 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{F G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D S \phi_t} \\ &= \frac{0.00021 \times (1,142,948)^2 \times 6.5 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0543 \times 1.0428 \times 1} = 1.21 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$V = 1,142,948 \frac{\text{lb}_2}{\text{hr.ft}^2} \times \frac{\text{ft}^3}{65.071 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ Seg}} = 4.9 \frac{\text{ft}}{\text{Seg}}$$

$$\Delta P_r = \frac{4n V^2}{2sg} \times \frac{62.5}{144} = \frac{4 \times (4.9)^2 \times 62.5}{1.0428 \times 32.2 \times 144} = 1.24 \text{ psi}$$

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r = 1.21 + 1.24 = 2.45 \text{ psi}$$

Caída de presión por el lado de la coraza.

Fluido: vapor de Agua

ID = diámetro interno coraza = 10 in

No. de Pasos = 1

$P_T = \Delta 1''$

$C' = P_T - OD = 1 - 0.75 = 0.25 \text{ in}$

$B = 19.5 \text{ in}$

$a_s = ID C' B / 144 P_T$   
 $= 10 \times 0.25 \times 19.5 / 144 \times 1 = 0.339 \text{ ft}^2$

$G_s = w/a_s = 3095.6 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 0.339 \text{ ft}^2 = 9144 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$

$De = \frac{0.73}{12} = 0.061 \text{ ft}^*$

a t = 293 °F para el vapor

$$\mu = 0.014 \text{ cp} \times 2.42 = 0.034 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}}$$

$$\text{Re} = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0.061 \times 9144}{0.034} = 16405$$

$$f = 0.0019^*$$

$$N + 1 = 12 \text{ L/B} = 12 \times 6.5/19.5 = 4$$

$$D_s = \frac{10}{12} = 0.833 \text{ ft}$$

De tablas con propiedades para vapor saturado se tiene que a 60 psia

$$v = 7.175 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$S = \frac{1}{7.175 \times 62.5} = 0.0022$$

$$\Delta P = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S \phi_s}$$

$$\phi_s = 1$$

$$\Delta P = \frac{0.0019 \times 9144^2 \times 0.833 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times 0.061 \times 0.0022} = 0.07 \text{ psi}$$

El cambiador de calor cumple con los requerimientos - de transferencia de calor y caídas de presión.

Lado Tubos:

Solución Sosa 4%

No. y Largo = 50, 6.5'

OD, BWG = 3/4', 18

Pitch = 1" triangular

Pasos = 2

Lado Coraza:

Vapor

I D = 10"

Espaciamiento baffles = 19.5"

Pasos = 1

\* Donald Q. Kern, Obra citada.

### 7.3 TANQUES DE ALMACENAMIENTO Y DE DIA PARA ACIDO Y SOSA

El dimensionamiento de estos equipos se hace con las siguientes bases: 1) los tanques de almacenamiento tendrán la capacidad requerida de ácido ó sosa para una semana de servicio; 2) los tanques de día dosificarán ácido ó sosa en una cantidad equivalente a una regeneración.

#### 7.3.1 Acido Sulfúrico.

1) Tanque de almacenamiento.

Consumo = 813200 g  $H_2SO_4$  100%

$$\frac{813200 \text{ g}}{1799 \text{ g/lit}} = 452 \text{ lit } H_2SO_4 \text{ 98\%/regeneración.}$$

$$452 \text{ lit/reg.} \times 2 \text{ reg./día} \times 7 \text{ días/semana} = 6328 \text{ lit/semana}$$

El volumen de ácido ocupará sólo el 85% del volumen de recipiente entonces,

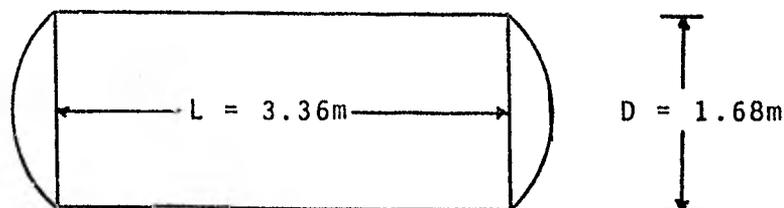
$$V = 7445 \text{ lit}$$

Tomado  $L/D = 2$

$$V = \frac{L \pi D^2}{4} = \frac{\pi D^3}{2} = 7445 \text{ lit}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2(7.445 \text{ m}^3)}{\pi}} = 1.68\text{m}$$

$$L = 2 \times 1.68 = 3.36\text{m}$$



2) Tanque de día

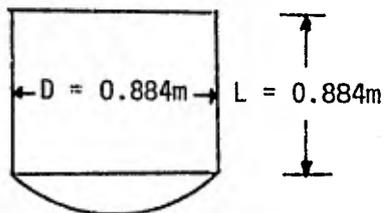
$$V = 1.2 \times 452 \text{ lt} = 542.4 \text{ lt}$$

$$L/D = 1$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4(0.542 \text{ m}^3)}{\pi}} = 0.884 \text{ m}$$

$$L = 0.884 \text{ m}$$



### 7.3.2 Hidróxido de Sodio.

1) Tanque de almacenamiento.

consumo = 582320 g de NaOH 100%

$$\frac{582320 \text{ g}}{762.7 \text{ g/lt}} = 763.5 \text{ lt NaOH 50\%}$$

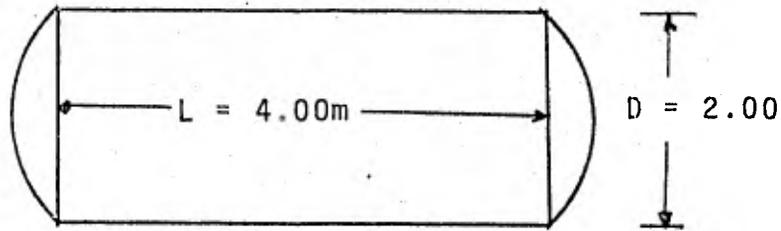
763.5 lt/reg.  $\times$  2 reg./día  $\times$  7 días/semana = 10689 lt/semana.

Como en el inciso 7.3.1 se tiene.

$$V = \frac{10689 \text{ lt}}{0.85} = 12575 \text{ lt}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{2(12.575 \text{ m}^3)}{\pi}} = 2.00 \text{ m}$$

$$L = 4.00 \text{ m}$$



2) Tanque de día.

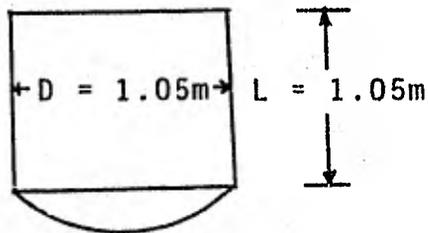
$$V = 1.2 \times 763.5 \text{ lt} = 916 \text{ lt}$$

$$L/D = 1$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4(0.916 \text{ m}^3)}{\pi}} = 1.05\text{m}$$

$$L = 1.05\text{m}$$



7.4

SELECCION DE BOMBAS.

Este inciso muestra la selección de las bombas, partiendo de la base: las pérdidas de presión en los intercambiadores iónicos, válvulas de control, tubería y accesorios son conocidas; los cálculos no se muestran para no perder la finalidad de este trabajo, obteniéndose los siguientes gradientes de presión ( $\Delta P$ ) 4.0 y 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> para las bombas BA-01A/R y BA-02A/R respectivamente.

7.4.1 Selección de las Bombas BA-01A/R.

Datos:

Servicio: Alimentación de agua decationizada a unidad aniónica.

Fluido: Agua decationizada.

Temperatura de bombeo: 25°C Normal 30°C Máxima.

Gravedad específica: 1

Viscosidad: 1 Cp

Capacidad: 160 m<sup>3</sup>/hr(704.5 GPM)

Presión de descarga: 4.0 Kg/cm<sup>2</sup> Man (56.9 PSIG)

Presión de succión: 0.0 Kg/cm<sup>2</sup> Man (0.0 PSIG)

Presión diferencial: 4.9 Kg/cm<sup>2</sup> (56.9 PSI)

Carga diferencial: 40 m (131.2 ft)

NPSH disponible: 10 m (32.8 ft)

Empleando los datos anteriores y la figura 7.4.1 se obtiene la eficiencia del 76.5%

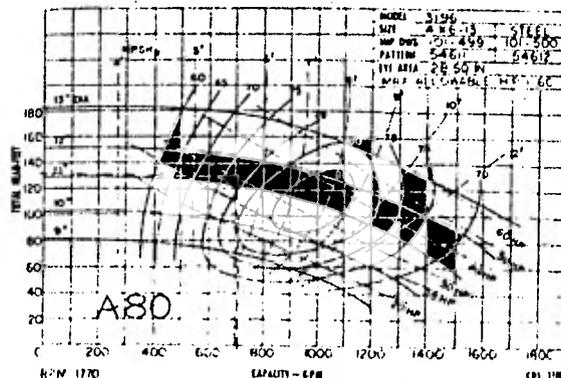


FIGURA 7.4.1

por lo tanto la potencia al freno está dada por:

$$Kw = \frac{Q \text{ (m}^3\text{/hr)} \times \Delta P \text{ (Kg/cm}^2\text{)} \times 0.02723}{\text{Eficiencia}}$$
$$= \frac{160 \times 4 \times 0.02723}{0.76} = 22.93 \text{ (30.75 BHP)}$$

La potencia es aproximada al que se observa en al figura - sobre las curvas de potencia.

NPSH requerido = 1.71 m (5.6 ft)

por lo tanto la bomba es adecuada para el servicio

NPSH disponible > NPSH requerido.

#### 7.4.2 Selección de la Bomba BA-02A/R

Datos:

Servicio: Envío de agua para dilución de ácido y sosa, envío de agua de enjuague.

Fluido: Agua desmineralizada.

Temperatura de bombeo: 25°C Normal 30°C Máxima.

Gravedad Específica: 1

Viscosidad: 1 cp

Capacidad: 88 m<sup>3</sup>/hr (387.5 GPM)

Presión de descarga: 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> Man. (28.44 PSIG)

Presión de succión: 0.0 Kg/cm<sup>2</sup> Man. (0.0 PSIG)

Presión diferencial: 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> (28.44 PSI)

Carga diferencial: 20 m (65.6 ft)

NPSH disponible: 10 m (32.8 ft)

De la figura 7.4.2 se tiene la eficiencia de 76 %

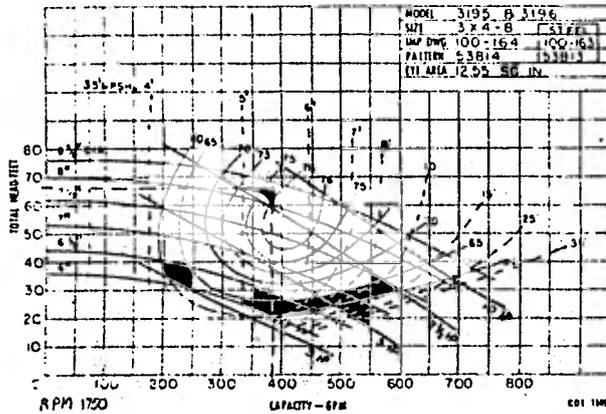


FIGURA 7.4.2

$$K_w = \frac{88 \times 2 \times 0.02723}{0.76} = 6.3 \quad (8.5 \text{ BHP})$$

De la misma figura,

NPSH requerido = 1.68 m (5.5 ft)

NPSH disponible > NPSH requerido.

La bomba es apropiada para el servicio.

## 8. CONCLUSIONES.

A lo largo de este trabajo se mostró la aplicación de las resinas de intercambio iónico, al acondicionamiento del agua para uso industrial, dándose un enfoque estrecho a la inclusión de las resinas en los diversos procesos industriales.

Aquí, sólo se hizo la selección y cálculo de un sistema que proporcionará agua con cierta calidad especificada, pero este estudio está muy lejos de ser un trabajo completo con respecto a la desmineralización de agua y a los criterios adecuados para la selección de un sistema.

En los siguientes párrafos no se hará mención al contenido de las páginas anteriores, porque sería fastidioso y redundante, sino, se hablará de la difícil aceptación de las resinas de intercambio iónico en la industria.

Desafortunadamente, numerosos proyectos de laboratorio, complementados con conclusiones irrefutables y evaluaciones económicas languidecen en archivos polvorientos, mientras que las plantas industriales continúan gastando miles de pesos por día, utilizando métodos ya establecidos.

La aceptación de un sistema con resinas de intercambio iónico en un proceso cualquiera, será un esfuerzo común entre los tecnólogos del intercambio iónico y el ingeniero de la planta química.

Muchos procesos de intercambio iónico pueden evaluarse en el laboratorio por técnicos no muy experimentados y a un costo sorprendentemente bajo, ya que, el equipo necesario es simple y barato. Así, un programa cooperativo - en el cual el potencial del comprador y el especialista - trabajen juntos para poder economizar tiempo y problemas, además de suministrar al ingeniero de proceso la habilidad para hacer una apreciación confiable e inteligente.

Tal vez el mérito más sobresaliente del equipo de - intercambio iónico (del diseño convencional de lecho fijo) es que puede ser llevado desde nivel laboratorio hasta la escala totalmente industrial, sin el uso de plantas piloto intermedias y sin requerir cambios mecánicos radicales para diferentes dimensiones; debido a que cierto esmero - se ha tomado para diseñar de acuerdo con los buenos resultados de ingeniería, basados en la experiencia abundante lograda en tubos de 1 pulgada y también realizada en recipientes hasta de 11 pies de diámetro.

Hoy no es necesario argumentar que el intercambio - iónico puede ser comercialmente práctico, y que éste algunas veces puede producir mejores resultados a menor costo que métodos competitivos.

Finalizando, el intercambio iónico es un método operacionable y comercialmente aceptado en una planta química, más aún, la competencia entre los fabricantes de resina ha producido mejoras notables y una amplia elección - entre materiales de intercambio iónico.

## BIBLIOGRAFIA.

1. S. Applebaum, Demineralization by Ion Exchange; Academic Press, N.Y., 1968.
2. Kunin Robert, Elements of Ion Exchange; Reinhold, New York, 1960.
3. F. Helfferich, Ion Exchange; McGraw Hill, N.Y., 1962.
4. Química trepic. S.A., Seminario de Resinas de Intercambio Iónico; Rohm & Haas, Amber Hi Lites.
5. K. Dorfner, Ion Exchangers; Ann Arbor Science Publishers, Inc., Ann Arbor, Michigan, 1972.
6. Rohm & Haas, Co., Engineering Manual for The Amberlite, Ion Exchange Resins.
7. Nalco Chemical Company, The Nalco Water Handnook; sección 2, Capítulo 12; McGraw Hill, 1979.
8. A.S. Krisher, Raw Water Treatment in The CPI; chemical Engineering Agosto 28, 1978; pp 78-98.
9. R.H. Perry, C.H. Chilton; Chemical Engineers' Handbook McGraw Hill; 5a. ed.

A P E N D I C E

TABLA I. TERMINOS EMPLEADOS.

<u>TERMINO</u>	<u>DEFINICION</u>
Nivel de Regeneración	El consumo de regenerante, por unidad de volumen de Resina (gramos / litro).
Capacidad de la Resina.	La capacidad que tiene la resina para remover iones por unidad de volumen de agua tratada (equivalentes/litro).
Capacidad Total.	La masa total de iones intercambiables y que caracteriza a una resina dada.
Rendimiento de Regeneración.	Equivalentes de reactivo regenerante por equivalentes de reactivo -- que corresponden estequiométrica -- mente a los iones intercambiados.
Fuga iónica	Relación (expresada en %) entre -- las concentraciones del ion a fijar en el líquido ya tratado y en el líquido antes del tratamiento.
Agotamiento	Fase en la cual la resina ya no tiene capacidad de remover iones del agua.

TABLA II. IMPUREZAS COMUNES EN EL AGUA CRUDA.

<u>CONSTITUYENTE</u>	<u>FORMULA QUIMICA</u>	<u>DIFICULTADES CAUSADAS</u>	<u>MEDIOS DE TRATAMIENTO</u>
Turbidez	Expresada en análisis - como unidades, JTU - - (Jackson Turbidity Units)	Da una apariencia opaca al agua. Se depósita - en las líneas de agua, equipos de proceso, etc.	Coagulación, sedimenta- ción y filtración.
Color	Expresado en análisis - como unidades.	Puede causar formación- de espumas en calderas. Interfiere con métodos de precipitación, tal co mo remoción de hierro y ablandamiento. Puede - manchar el producto en un proceso.	Coagulación y filtra- ción. Cloración. Adsor- ción por carbón activa- do.
Dureza	Sales de calcio y magne- sio expresadas como Ca- CO <sub>3</sub> .	Fuente primordial de in- crustación en equipos - de intercambio de calor, tuberías, etc. Forma coa- gulos con el jabón, in- terfiere en el teñido, etc.	Ablandamiento. Desmine- ralización. Destilación Agentes tensoactivos.
Alcalinidad	Bicarbonatos (HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> ) - Carbonatos (CO <sub>3</sub> <sup>=</sup> ) e - Hidratos (OH <sup>-</sup> ) <sup>3</sup> expresa- dos como CaCO <sub>3</sub> .	Formación de espumas y arrastre de sólidos con vapor. Fragilización- del acero de calderas. Con vapor de agua los bi- carbonatos y carbonatos producen CO <sub>2</sub> . Una fuen- te de corrosión en lí- neas de condensados.	Ablandamiento con cal y cal carbonato, tratamien- to ácido. Ablandamiento- ácido. Ablandamiento con zeolitas tipo hidrógeno. Desalcalinización por in- tercambio aniónico.

TABLA II. (Continuación)

<u>CONSTITUYENTE</u>	<u>FORMULA QUIMICA</u>	<u>DIFICULTADES CAUSADAS</u>	<u>MEDIOS DE TRATAMIENTO</u>
Acidos Minerales Libres	$H_2SO_4$ , HCl, etc., ex- presados como $CaCO_3$	Corrosión	Neutralización con ál- calis.
Dióxido de carbono	$CO_2$	Corrosión en líneas de agua y particularmente en líneas de vapor y -- condensados.	Aereación. Desaerea- ción. Neutralización con álcalis.
pH	La concentración de - iones hidrógeno defi- nida como: $pH = \log (1/ H^+)$	El pH varía de acuerdo con la naturaleza ácida o alcalina de los sólidos contenidos en el -- agua. La mayoría de -- las aguas naturales tie- nen un pH de 6 a 8.	El pH puede disminuir se con ácidos o incre- mentarse con álcalis.
Sulfato	$SO_4^-$	Se suma al contenido de sólidos en el agua pero por sí mismo este ion - generalmente no es sig- nificativo. Se combina con el calcio para for- mar incrustaciones de - sulfato de calcio.	Desmineralización.
Cloruro	$Cl^-$	Se suma al contenido de sólidos e incrementa el carácter corrosivo del agua.	Desmineralización.
Nitrato	$NO_3^-$	Se suma al contenido de sólidos pero no es sig- nificativo industrial- mente. De utilidad pa- ra el control de la fra- gilización metálica en calderas.	Desmineralización.

TABLA II. (Continuación).

<u>CONSTITUYENTE</u>	<u>FORMULA QUIMICA</u>	<u>DIFICULTADES CAUSADAS</u>	<u>MEDIOS DE TRATAMIENTO</u>
Sílice	$\text{SiO}_2$	Se incrusta en calderas y sistemas de agua de enfriamiento. En los alabes de las turbinas se deposita en forma in soluble.	Eliminación con sales de magnesio por proceso en caliente. Adsorción por resinas de intercambio iónico fuertemente básicas. Destilación.
Hierro	$\text{Fe}^{++}$ (Ferroso) $\text{Fe}^{+++}$ (Férrico)	Al precipitarse el agua se decolora. Se deposita en líneas de agua, calderas, etc. Interfiere con el teñido, curtido, fabricación de papel, etc.	Aereación. Coagulación y filtración. Ablandamiento con cal. Intercambio catiónico. Agentes surfactantes para retención de hierro.
Manganeso	$\text{Mg}^{++}$	Semejante al hierro.	Semejante al hierro.
Oxígeno	$\text{O}_2$	Corrosión en las líneas de agua, equipo de intercambio de calor, calderas, líneas de retorno, etc.	Deaeración. Sulfito de sodio. Inhibidores de corrosión.
Sulfuro de Hidrógeno	$\text{H}_2\text{S}$	Despide un olor a huevo podrido. Corrosión.	Aereación. Cloración. Resina aniónica fuertemente básica.
Amoniaco	$\text{NH}_3$	Corrosión de aleaciones de cobre y cinc, con formación de iones complejo solubles.	Intercambio catiónico con zeolitas tipo hidrógeno. Cloración. Deaeración.

TABLA II. (Continuación),

CONSTITUYENTE	FORMULA QUIMICA	DIFICULTADES CAUSADAS	MEDIOS DE TRATAMIENTO
Sólidos Disueltos	-	Los sólidos disueltos - son la medición de la cantidad total de mate- ria disuelta, determina do por evaporación. - Concentraciones altas - de sólidos disueltos - son rechazadas a causa de su interferencia en el proceso y causantes de espumas en las calde- ras.	Diversos procesos de ablandamiento. Inter- cambio catiónico por zeolitas tipo hidróge- no, reducirán los só- lidos disueltos. Des- mineralización.
Sólidos suspendidos	-	Los sólidos suspendidos es la medida de la mate- ria no disuelta, deter- minada gravimetricamen- te. Los sólidos suspen- didos cuasan depositos en los equipos de inter- cambio de calor, calde- ras, líneas de agua, - etc.	Filtración, comunmen- te precedida por coa- gulación y sedimenta- ción.
Sólidos Totales	-	Los sólidos totales es la suma de sólidos di- sueltos y suspendidos, determinados gravimétri- camente.	Semejante a sólidos - disueltos y suspendi- dos.

TABLA III. FACTORES DE CONVERSION PARA CALCULOS DE INTERCAMBIO IONICO.

CONVERSION DE	A	MULTIPLICAR POR
Capacidad.		
Kgrs/ft <sup>3</sup> (como CaCO <sub>3</sub> )	g CaO/l	1.280
Kgrs/ft <sup>3</sup> (como CaCO <sub>3</sub> )	g CaCO <sub>3</sub> /l	2.290
Kgrs/ft <sup>3</sup> (como CaCO <sub>3</sub> )	eq/l	0.046
g CaCO <sub>3</sub> /l	Kgrs/ft <sup>3</sup> (como CaCO <sub>3</sub> )	0.436
g CaO/l	Kgrs/ft <sup>3</sup> (como CaCO <sub>3</sub> )	0.780
g CaCO <sub>3</sub> /l	eq/l	0.020
Flujo Volumétrico		
U.S. gpm/ft <sup>3</sup>	BV/hr	8.020
U.S. gpm/ft <sup>2</sup>	m/hr	2.450
U.S. gpm	m <sup>3</sup> /hr	0.227
BV./min	U.S. gpm/ft <sup>3</sup>	7.460
Caída de presión		
psi/ft	mH <sub>2</sub> O/m resina	2.300
	g/cm <sup>2</sup> /m	230.000
Concentración de regenerante		
lbs/ft <sup>3</sup>	g/l	16.000
Densidad		
lbs/ft <sup>3</sup>	g/l	16.00
Requerimientos de Enjuague		
U.S. gal/ft <sup>3</sup>	BV	0.134

BV = Volumen de lecho.

TABLA IV. FACTORES DE CONVERSION A EQUIVALENTES COMO CaCO<sub>3</sub>.

Chemicals used in water treatment; their atomic wt., equivalent wt., and conversion factors to CaCO<sub>3</sub>.

Conversion Factor  
Using Atomic  
wt. of CaCO<sub>3</sub> as 100.

Substance	Formula	Atomic or Molecular weight	Equivalent weight	CaCO <sub>3</sub> Substance equivalent to CaCO <sub>3</sub> to equivalent substance	
Aluminum	Al	27.0	9.0	5.56	0.18
Aluminum Chloride	AlCl <sub>3</sub>	133.	44.4	1.13	0.89
Aluminum Chloride	AlCl <sub>3</sub> · 6H <sub>2</sub> O	241.	80.5	0.62	1.61
Aluminum Hydrate	Al(OH) <sub>3</sub>	78.0	26.0	1.92	0.52
Aluminum Sulfate	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> · 18H <sub>2</sub> O	666.4	111.1	0.45	2.22
Aluminum Sulfate	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> (anhydrous)	342.1	57.0	0.88	1.14
Alumina	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101.9	17.0	2.94	0.34
Sodium Aluminate	Na <sub>2</sub> Al <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	163.9	27.8	1.80	0.55
Alum Ammonium	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> · (NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> · 24H <sub>2</sub> O	906.6	151.1	0.33	3.02
Alum Potassium	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> · K <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> · 24H <sub>2</sub> O	948.8	156.1	0.32	3.12
Ammonia	NH <sub>3</sub>	17.0	17.0	2.94	0.34
Ammonium (Ion)	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	18.0	18.0	2.78	0.36
Ammonium Chloride	NH <sub>4</sub> Cl	53.5	53.5	0.93	1.07
Ammonium Hydroxide	NH <sub>4</sub> OH	35.1	35.1	1.42	0.70
Ammonium Sulfate	(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	132.	66.1	0.76	1.32
Barium	Ba	137.4	68.7	0.73	1.37
Barium Carbonate	BaCO <sub>3</sub>	197.4	98.7	0.58	1.97
Barium Chloride	BaCl <sub>2</sub> · 2H <sub>2</sub> O	244.3	122.2	0.41	2.44
Barium Hydroxide	Ba(OH) <sub>2</sub>	171.	85.7	0.59	1.71
Barium Nitrate	Ba(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	261.3	130.6	0.38	2.60
Barium Oxide	BaO	153.	76.7	0.65	1.53
Barium Sulfate	BaSO <sub>4</sub>	233.4	116.7	0.43	2.33
Calcium	Ca	40.1	20.0	2.50	0.40
Calcium Bicarbonate	Ca(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	162.1	81.1	0.62	1.62
Calcium Carbonate	CaCO <sub>3</sub>	100.08	50.1	1.00	1.00
Calcium Chloride	CaCl <sub>2</sub>	111.0	55.5	0.90	1.11
Calcium Hydrate	Ca(OH) <sub>2</sub>	74.1	37.1	1.35	0.74
Calcium Hypochlorite	Ca(ClO) <sub>2</sub>	143.1	35.8	0.70	1.43
Calcium Nitrate	Ca(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	164.1	82.1	0.61	1.64
Calcium Oxide	CaO	56.1	28.0	1.79	0.56
Calcium Phosphate	Ca <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	310.3	51.7	0.97	1.03
Calcium Sulfate	CaSO <sub>4</sub> (anhydrous)	136.1	68.1	0.74	1.36
Calcium Sulfate	CaSO <sub>4</sub> · 2H <sub>2</sub> O (gypsum)	172.2	86.1	0.58	1.72
Carbon	C	12.0	3.00	16.67	0.06
Chlorine (Ion)	Cl	35.5	35.5	1.41	0.71
Copper (Cupric)	Cu	63.6	31.8	1.57	0.64
Copper Sulfate (Cupric)	CuSO <sub>4</sub>	160.	80.0	0.63	1.60
Copper Sulfate (Cupric)	CuSO <sub>4</sub> · 5H <sub>2</sub> O	250.	125.	0.40	2.50
Iron (Ferrous)	Fe <sup>++</sup>	55.8	27.9	1.79	0.56
Iron (Ferric)	Fe <sup>+++</sup>	55.8	18.6	2.69	0.37
Ferrous Carbonate	FeCO <sub>3</sub>	116.	57.9	0.86	1.16
Ferrous Hydroxide	Fe(OH) <sub>2</sub>	89.9	44.9	1.11	0.90
Ferrous Oxide	FeO	71.8	35.9	1.39	0.72
Ferrous Sulfate	FeSO <sub>4</sub> (anhydrous)	151.9	76.0	0.66	1.52
Ferrous Sulfate	FeSO <sub>4</sub> · 7H <sub>2</sub> O	278.0	139.0	0.36	2.78
Ferrous Sulfate	FeSO <sub>4</sub> (anhydrous)	151.9	151.9	oxidation	
Ferric Chloride	FeCl <sub>3</sub>	162.	54.1	0.93	1.08
Ferric Chloride	FeCl <sub>3</sub> · 6H <sub>2</sub> O	270.	90.1	0.56	1.80
Ferric Hydroxide	Fe(OH) <sub>3</sub>	107.	35.6	1.41	0.71
Ferric Oxide	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	160.	26.6	1.88	0.53
Ferric Sulfate (Ferrisul)	Fe <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	399.9	66.7	0.75	1.33
Ferrous or Ferric	Fe or Fe	55.8	55.8	oxidation	
Fluorine	F	19.0	19.0	2.63	0.38
Hydrogen (Ion)	H	1.01	1.01	50.0	0.02
Iodine	I	127.	127.	0.40	2.54
Lead	Pb	207.	104.	0.48	2.08
Magnesium	Mg	24.3	12.2	4.10	0.24
Magnesium Bicarbonate	Mg(HCO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	146.3	73.2	0.68	1.46
Magnesium Carbonate	MgCO <sub>3</sub>	84.3	42.2	1.19	0.84
Magnesium Chloride	MgCl <sub>2</sub>	95.2	47.6	1.05	0.95
Magnesium Hydrate	Mg(OH) <sub>2</sub>	58.3	29.2	1.71	0.58
Magnesium Nitrate	Mg(NO <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	148.3	20.2	2.48	0.40
Magnesium Oxide	MgO	40.3	74.2	0.67	1.48
Magnesium Phosphate	Mg <sub>3</sub> (PO <sub>4</sub> ) <sub>2</sub>	262.9	43.8	1.14	0.88
Magnesium Sulfate	MgSO <sub>4</sub>	120.4	60.2	0.83	1.20
Manganese (Manganous)	Mn <sup>++</sup>	54.9	27.5	1.82	0.55
Manganese (Manganic)	Mn <sup>+++</sup>	54.9	18.3	2.73	0.37
Manganese Chloride	MnCl <sub>2</sub>	125.8	62.9	0.80	1.26
Manganese Dioxide	MnO <sub>2</sub>	86.9	21.7	2.30	0.43
Manganese Hydrate	Mn(OH) <sub>2</sub>	89.0	44.4	1.13	0.89
Manganic Oxide	Mn <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	158.	26.3	1.90	0.53
Manganous Oxide	MnO	70.9	35.5	1.41	0.71

TABLE IV. (Continuación)

Chemicals used in water treatment; their atomic wt., equivalent wt., and conversion factors to CaCO<sub>3</sub>. (continued)

Substance	Formula	Atomic or Molecular weight	Equivalent weight	Conversion Factor Considering molecular wt. of CaCO <sub>3</sub> as 100.	
				Substance to CaCO <sub>3</sub> equivalent	CaCO <sub>3</sub> equivalent to substance
Nitrogen (Valence 3)	N <sup>3+</sup>	14.0	4.67	10.7	0.09
Nitrogen (Valence 5)	N <sup>5+</sup>	14.0	2.80	17.9	0.06
Oxygen	O	16.0	8.00	6.25	0.16
Phosphorus (Valence 3)	P <sup>3+</sup>	31.0	10.3	4.85	0.21
Phosphorus (Valence 5)	P <sup>5+</sup>	31.0	6.20	8.06	0.12
Potassium	K	39.1	39.1	1.28	0.78
Potassium Carbonate	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	138	69.1	0.72	1.38
Potassium Chloride	KCl	74.6	74.6	0.67	1.49
Potassium Hydroxide	KOH	56.1	56.1	0.89	1.12
Silver Chloride	AgCl	143.3	143.3	0.35	2.87
Silver Nitrate	AgNO <sub>3</sub>	169.9	169.9	0.29	3.40
Silica	SiO <sub>2</sub>	60.1	30.0	0.83	0.60
Silicon	Si	28.1	7.03	7.11	0.14
Sodium	Na	23.0	23.0	2.18	0.46
Sodium Bicarbonate	NaHCO <sub>3</sub>	84.0	84.0	0.60	1.68
Sodium Bisulfate	NaHSO <sub>4</sub>	120			
Sodium Bisulfite	NaHSO <sub>3</sub>	104			
Sodium Carbonate	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	106	53.0	0.94	1.06
Sodium Carbonate (ANH)	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ·10H <sub>2</sub> O	286	143	0.35	2.86
Sodium Chloride	NaCl	58.5	58.5	0.85	1.17
Sodium Hypochlorite	NaClO	74.5	37.3	1.25	1.49
Sodium Hydroxide	NaOH	40.0	40.0	1.25	0.80
Sodium Nitrate	NaNO <sub>3</sub>	85.0	85.0	0.59	1.70
Sodium Nitrite	NaNO <sub>2</sub>	69.0	34.5	0.73	1.38
Sodium Oxide	Na <sub>2</sub> O	62.0	31.0	1.61	0.62
Tri-sodium Phosphate	Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> ·12H <sub>2</sub> O (18.7% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	380.2	126.7	0.40	2.53
Tri-sodium Phos. (anhydrous)	Na <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (43.2% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	164.0	54.7	0.91	1.09
Di-sodium Phosphate	Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> ·12H <sub>2</sub> O (19.8% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	358.2	119.4	0.42	2.39
Di-sodium Phos. (anhydrous)	Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> (50% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	142.0	47.3	1.06	0.95
Mono-sodium Phosphate	NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> ·H <sub>2</sub> O (51.4% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	138.1	46.0	1.09	0.92
Mono-sod. Phos. (anhydrous)	NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (59.1% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	120.0	40.0	1.25	0.80
Meta-Phosphate (Hagan)	Na <sub>3</sub> PO <sub>3</sub> (69% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> )	102.0	34.0	1.47	0.68
Sodium Sulfate	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	142.1	71.0	0.70	1.42
Sodium Sulfate (ANH)	Na <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ·10H <sub>2</sub> O	322.1	161.1	0.31	3.22
Sodium Thiosulfate	Na <sub>2</sub> S <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	158.1	158.1	0.63	1.59
Sodium Tetrathionate	Na <sub>2</sub> S <sub>4</sub> O <sub>6</sub>	270.2	135.1	0.37	2.71
Sodium Sulfite	Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	126.1	63.0	0.79	1.26
Sulfur (Valence 2)	S <sup>2-</sup>	32.1	16.0	3.13	0.32
Sulfur (Valence 4)	S <sup>4-</sup>	32.1	8.02	6.25	0.16
Sulfur (Valence 6)	S <sup>6-</sup>	32.1	5.34	9.36	0.11
Sulfur Dioxide	SO <sub>2</sub>	64.1	32.0		
Yin	S <sup>-</sup>	119			
Water	H <sub>2</sub> O	18.0	9.00	5.56	0.18
Zinc	Zn	65.4	32.7	1.53	0.65

ACID RADICALS					
Bicarbonate	HCO <sub>3</sub>	61.0	61.0	0.82	1.22
Carbonate	CO <sub>3</sub>	60.0	30.0	0.83*	.60
Carbon Dioxide	CO <sub>2</sub>	44.0	44.0	1.14	.88
Chloride	Cl	35.5	35.5	1.41	.71
Iodide	I	126.9	126.9	0.39	2.54
Nitrate	NO <sub>3</sub>	62.0	62.0	0.81	1.24
Hydrate	OH	17.0	17.0	2.94	0.34
Phosphate	PO <sub>4</sub>	95.0	31.7	1.58	0.63
Phosphorous Oxide	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	142.0	23.7	2.11	0.47
Sulfide	S	32.1	16.0	3.13	0.32
Sulfate	SO <sub>4</sub>	96.1	48.0	1.04	0.96
Sulfur Trioxide	SO <sub>3</sub>	80.1	40.0	1.25	0.80

ACIDS					
Hydrogen	H	1.0	1.0	50.00	0.02
Acetic Acid	HC <sub>2</sub> H <sub>3</sub> O <sub>2</sub>	60.1	60.1	0.83	1.20
Carbonic Acid	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	62.0	31.0	1.61	0.62
Hydrochloric Acid	HCl	36.5	36.5	1.37	0.73
Nitric Acid	HNO <sub>3</sub>	63.0	63.0	0.79	1.26
Phosphoric Acid	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	98.0	32.7	1.53	0.65
Sulfurous Acid	H <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	82.1	41.1	1.22	0.82
Sulfuric Acid	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98.1	49.0	1.02	0.98
Hydrogen Sulfide	H <sub>2</sub> S	34.1	17.05	2.93	0.34
Manganous Acid	H <sub>2</sub> MnO <sub>3</sub>	104.9	52.5	0.95	1.05

\*In ion exchange reactions, it is assumed carbonate reacts as the monovalent ion.

TABLA V. AMBERLITE IR-120 PLUS.

CARACTERISTICAS FISICAS

---

Forma Física:	Sólida, resistente a la atricción, amarilla, malla 16-50 (U.S. Standard Screens), y esférica totalmente hidratada.
Peso de Embarque:	53 lb/ft <sup>3</sup> en la forma sodio. 50 lb/ft <sup>3</sup> en la forma hidrógeno.
Contenido de Humedad:	44 a 48 %
Granulometría:	0.47 a 0.62 mm.
Coefficiente de Uniformidad:	1.8 Máximo
Densidad:	48 a 54 lb/ft <sup>3</sup>
Volumen Vacío:	35 a 40%

---

TABLA V. AMBERLITE IR-120 PLUS (Continuación).

CONDICIONES DE OPERACION SUGERIDAS.

---

pH:	1.0 a 14.0
Temperatura Máxima:	250° F.
Profundidad Mínima de Lecho:	39 pulgadas.
Requerimientos de Retro lavado:	A una frecuencia de una vez cada 20 ciclos. El flujo de retrolavado deberá aplicarse de tal forma que provoque una expansión de lecho del 50%.
Concentración de Regenerante:	0.7 - 2.0% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Flujo de Regenerante:	0.5 - 1.0 gpm/ft <sup>3</sup> H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .
Desplazamiento:	1.5 - 1.0 BV de agua decationada a un flujo similar al del regenerante.
Enjuague:	Aproximadamente 2.0 - 3.0 BV de agua pretratada a un flujo igual al del servicio.
Punto Final de Servicio:	0.4 ppm CaCO <sub>3</sub> Regeneración con H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .
Flujo de Servicio:	3.0 GPM/ft <sup>3</sup>

---

(BV - Bed Volume = Volumen de Lecho = Volumen de agua por volumen de resina.)

TABLA VI. AMBERLITE IRA-402

PROPIEDADES FISICAS

(Todos los datos están dados para la forma cloruro excepto donde se indique).

---

Forma iónica (suministrada): Cloruro

Forma: Partículas esféricas.

Humedad: 50,0 a 57,0%

Densidad: 40,0 a 43,0 lb/ft<sup>3</sup>.

Peso de Embarque: 43 lb/ft<sup>3</sup>.

Granulometría: 0.45 a 0.55 mm.

Coefficiente de Uniformidad: 1.75 Máximo.

Temperatura Límite:

Forma OH 140°F. ó 60° C Máximo.

---

TABLA VI. AMBERLITE IRA-402 (Continuación).

CONDICIONES DE OPERACION SUGERIDAS

---

Limitación por pH:	Ninguna.
Profundidad Mínima de Lecho:	24 pulgadas.
Flujo de Retrolavado:	2 a 3 gal/ft <sup>2</sup> /mín. a 70° F.
Concentración de Regenerante:	4% NaOH.
Flujo de Regenerante:	0.25 a 0.50 gal/ft <sup>3</sup> /mín.
Flujo de Enjuague:	Similar al flujo de regeneración - inicialmente, para desplazar el regenerante. Posteriormente 1.5 gal/ft <sup>3</sup> /Mín.
Requerimientos de Agua para Enjuague:	40 a 90 gal/ft <sup>3</sup> .
Flujo de Servicio:	2 a 5 gal/ft <sup>3</sup> /mín.

---