



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE
AGUA POR INTERCAMBIO IONICO PARA
UNA PLANTA PRODUCTORA DE P. V. C.

TESIS
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
Armando Quintanilla Pérez Lete

México, D. F.

1982



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

PAGINAS

OBJETIVO, 1

CAPITULO I

- 1.1 SECUENCIA DE OPERACION EL MANEJO DE DATOS SEGUIDO POR EL DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE PROCESO. 3
- 1.2 ELABORACION DE TABLA COMPARATIVA 4
- 1.3 ESPECIFICACIONES 5

CAPITULO II

- 2.1 GENERALIDADES ACERCA DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA EL CASO ESPECIFICO DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE PVC 9
- 2.2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL AREA DE SERVICIOS 10
- 2.3 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA 16

CAPITULO III

TABULACIONES:

- 3.1 CLARIFICACION 40
- 3.2 FILTRACION 56
- 3.3 DESMINERALIZACION 65

PAGINAS

CAPITULO IV

4.1	DISEÑO DE UNIDADES DESMINERALIZADORAS	71
4.2	DISEÑO DE UNIDADES DESCARBONATADORAS	118
4.3	DISEÑO DE UNIDADES DESCARBONATADORAS (METODO CORTO)	147

CAPITULO V

5.1	TABULACION DE CARACTERISTICAS ECONOMICAS	153
5.2	EVALUACION DE ALTERNATIVAS	166
	BIBLIOGRAFIA	174

O B J E T I V O

La inquietud de este trabajo es producida por la necesidad de que la mayoría de los egresados de las Escuelas Superiores del ramo de la ingeniería, carecen de información acerca de la forma en que se manejan los datos generados por una previa cotización de cualquier equipo. Más aún, teniendo en cuenta, que no sólo en los departamentos de Ingeniería de Proceso en México sino que a nivel de otros países altamente desarrollados, el manejo de información es similar a la presentada aquí.

El objetivo de este estudio es el de dar una visión real, de la forma de evaluación técnico-económica, de tres alternativas propuestas por tres diferentes compañías especializadas en tratamiento de agua por intercambio iónico, para la adquisición de una planta desmineralizadora.

Y al mismo tiempo, mostrar la forma práctica de las operaciones unitarias que se llevan a cabo dentro del proceso de desmineralización de agua, es importante hacer notar que un buen análisis sobre las proposiciones, llevará a una conclusión acertada sobre cual de estas es la óptima.

Es decir la alternativa elegida en base a los juicios anteriores deberá cumplir con estas dos condiciones:

- 1). Técnicamente cubrirá con todos los aspectos y requerimientos de proceso.
- 2). La alternativa elegida deberá ser económicamente atractiva.

CAPITULO I

1.1. SECUENCIA DE OPERACION EN EL MANEJO DE DATOS SEGUIDO POR EL DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE PROCESO.

Para la adquisición del sistema de tratamiento de agua, y en general de cualquier equipo de proceso, es necesario-- seguir una ruta ordenada, que conduzca al objetivo requerido. La descripción gráfica se presenta a continuación:

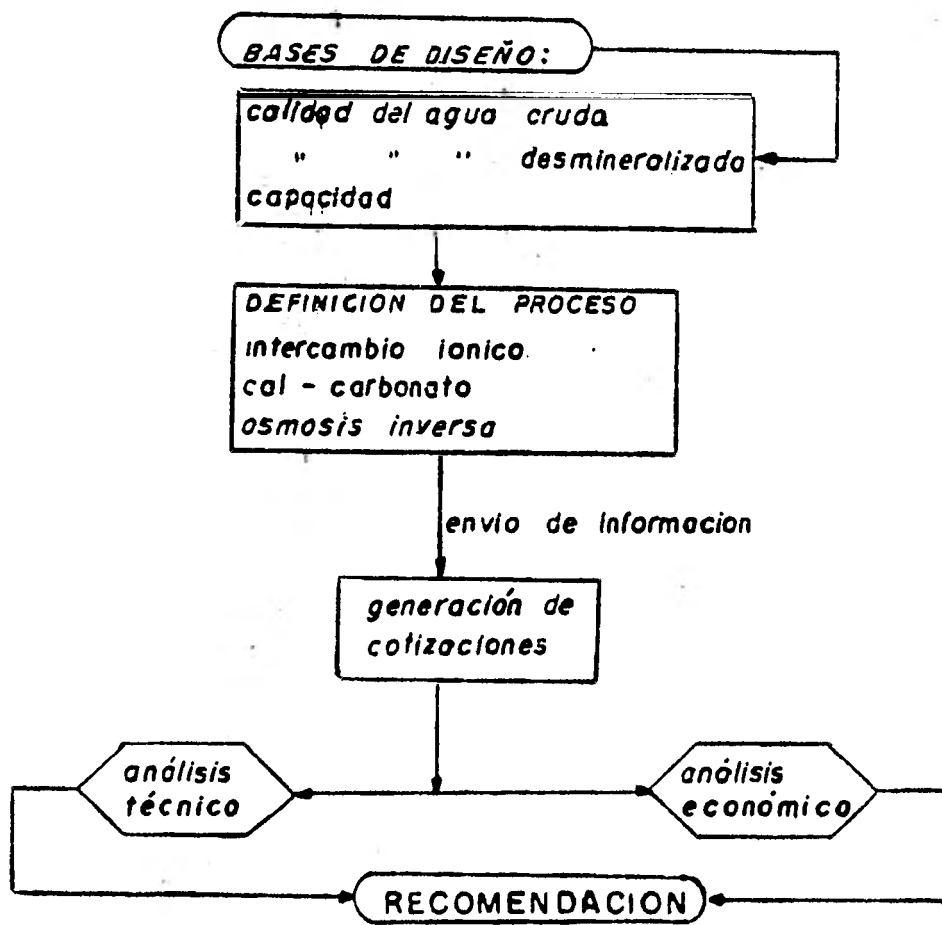


fig.1

1.2. ELABORACION DE LA TABLA COMPARATIVA..

Existen algunas Compañías de Ingeniería en donde hay un --- Departamento independiente del Departamento de Proceso ---- llamado "COMPRAS TECNICAS", donde también el Ingeniero Químico juega un papel importante, ya que la intervención de éste en los asuntos técnicos ayudan a la definición del juicio.

En el siguiente caso el análisis se hará conjuntamente.

Debido a la experiencia en el Diseño de otras plantas similares, se invitó a tres concursantes los cuales se definirán como:

CONCURSANTE "A"

CONCURSANTE "B"

CONCURSANTE "C"

La finalidad de la Tabla comparativa, es la de identificar en una forma clara y rápida, las ventajas o desventajas entre uno y otro concursante. La Tabla Comparativa será dividida en varias secciones; Clarificación, Inyección de Agentes Químicos, Filtración, Desmineralización, etc., las que se desglosarán posteriormente.

1.3. ESPECIFICACIONES.

Es importante señalar, que dentro del paquete de Ingeniería Básica adquirido están comprendidas una serie de especificaciones de equipo las cuales son normas, hechas en base a -- estudios o experiencias de las Compañías que venden la tecnología.

A continuación se listan especificaciones para cada una de las etapas del tratamiento de agua:

a). CLARIFICACION DE AGUA CRUDA.

Se proporcionarán alimentadores químicos separados para clarificación y ajuste de PH. Los equipos alimentadores estarán constituidos por:

- 1). TANQUE.
- 2). AGITADOR.
- 3). BOMBA DOSIFICADORA.

De tal forma diseñados para proveer la operación de clarificación durante 24 horas.

1.1.) El sistema será diseñado para dosificar de dos a veinte ppm. de cloro, siendo el control de dosificación automático y manual.

1.2.) Para el diseño del clarificador se recomienda, que la velocidad de elevación del agua esté próxima a 1 GPM/Ft².

Los requerimientos de flujo son mostrados en la figura No. 2 . El material del tanque del clarificador será de concreto.

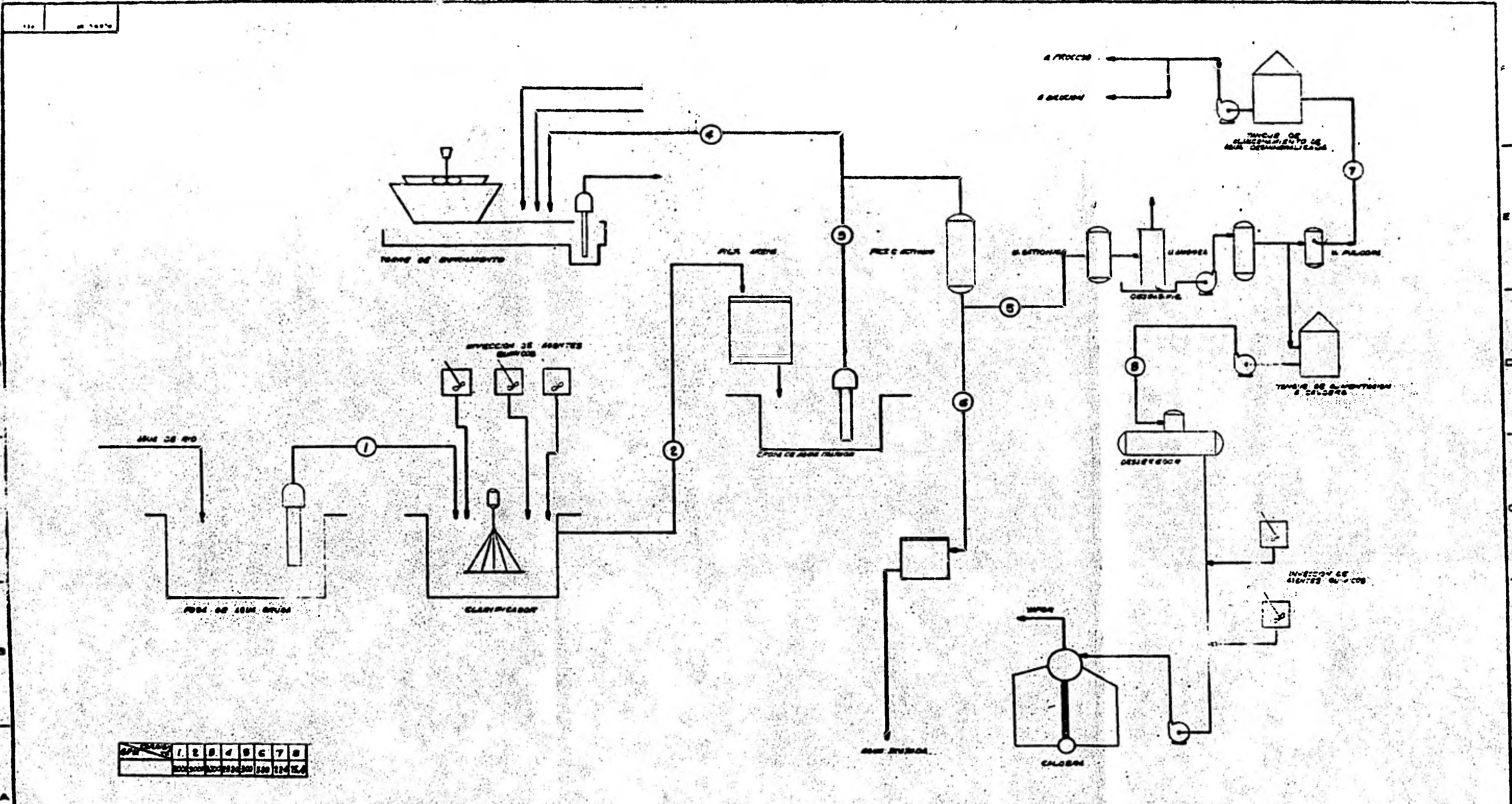
b). FILTRACION POR GRAVEDAD.

Cuando menos dos filtros de arena, operados por gravedad, hechos de concreto y diseñados de tal forma que puedan almacenar el agua requerida para el retrolavado. La máxima velocidad de filtración será 3.27 GPM/ft².

Equipados con toda la instrumentación necesaria para la operación automática y manual.

c). FILTROS DE CARBON ACTIVADO.

Como mínimo dos filtros provistos con todas las salvedades para ser regenerados con vapor de agua. El tiempo de contacto entre el agua y el carbón deberá ser de 7.5 minutos. Los cuerpos de los filtros estarán recubiertos interiormente por material epóxico.



1	2	3	4	5	6	7	8

DIAGRAMA DE FLUJO AREA DE SERVICIOS AUXILIARES

REVISIONES						REVISIONES						PLANOS DE REFERENCIA						APROBADO PARA CONSTRUCCION		FIG. No 2	

d). UNIDAD DESMINERALIZADORA.

La unidad desmineralizadora, será diseñada por el proveedor, así como el sistema de regeneración propuesto.

e). INSTRUMENTACION Y PANEL DE CONTROL.

Se proporcionará toda la instrumentación necesaria para el buen funcionamiento de cada una de las etapas del tratamiento. El panel de la unidad desionizadora deberá contener:

- . Alarma de alta conductividad.
- . Alarma de alto o bajo nivel en el desgasificador.
- . Alarma de alta cantidad de sílice en el efluente aniónico.
- . Alarma de alta o baja conductividad en efluente regenerante aniónico.
- . Alarma de alta o baja conductividad en el efluente regenerante ácido.

CAPITULO II

2.1. GENERALIDADES ACERCA DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA EL CASO ESPECIFICO DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE P.V.C.

La Planta elegida es productora de policloruro de vinilo, - a partir del monómero.

En la reacción de polimerización el agua desmineralizada, -- juega un papel muy importante, ya que de la pureza de ésta - depende la calidad del polímero.

Además, se requiere la producción de vapor como medio de ca - lentamiento y como accionador de turbinas, por lo que se ha - ce necesario la intervención de calderas, las cuales deben -- ser alimentadas con agua desmineralizada.

De aquí que el proceso de desionización es necesario, y condu - ce a requerir dos niveles de pureza:

1. AGUA OCUPADA EN LA POLIMERIZACION.

2. AGUA DE ALIMENTACION A CALDERAS.

Las cuales tienen composiciones diferentes y que por lo tan - to el tratamiento seguido para alcanzar esta pureza es dife - rente.

La Planta productora de P.V.C., será localizada en la región norte de la República Mexicana, en el Estado de Tamaulipas, la presión atmosférica es de 760 mm. Hg. y la temperatura -- ambiente es de (77°F) 25°C

2.2. DIAGRAMA DE FLUJO DEL AREA DE SERVICIOS.

ANALISIS DE AGUA CRUDA.

Los requerimientos de agua desmineralizada, agua de enfriamiento, agua tratada y agua potable son indicados en el diagrama de flujo; la planta no contempla ninguna expansión a futuro.

El agua será bombeada de un río cercano a la fábrica. El agua cruda es depositada en una fosa de donde se transporta por medio de bombas verticales hasta el clarificador, donde se le adicionan los productos químicos necesarios para la clarificación, el efluente del clarificador es filtrado en camas de arena, para posteriormente ser suministrado en su mayor parte como agua de enfriamiento y a través de camas de carbón activado, siendo el efluente ocupado para desmineralización, distribución y agua potable.

El agua que es forzada a través de las unidades desmineralizadoras, será ocupada por la reacción de polimerización, para dilución de reactivos que intervienen en el proceso, agua de alimentación a calderas y a requerimientos de proceso (lavado de sellos de bombas, etc.) Se presenta a continuación el análisis del agua cruda y de los efluentes de los filtros de arena y de carbón activado, así como el efluente final. El río del cual se tomará el agua para uso industrial, presenta las siguientes características:

- Tendencia incrustante a temperatura ambiente.
- Tendencia corrosiva a temperatura ambiente.
- El agua no es apta para la bebida, por lo tanto se recomienda la cloración.

El análisis es el siguiente:

	<u>ppm CaCO₃</u>	<u>Efluente Filtros de Arena</u>	<u>Efluente Carbón Activado</u>	<u>Ef. Final</u>
CALCIO	300			
MAGNESIO	139;			
SODIO	<u>111</u>			
CATIONES TOT.	550			0 a 5
BICARBONATOS	180			
CARBONATOS	---			
CLORUROS	.83			
SULFATOS	<u>287</u>			
ANIONES TOT.	550			0 a 5
DUREZA TOTAL	439			0
CO ₂ (como CO ₂)	---			
FIERRO	---			
MANGANESO	---			
TURBIDEZ	200	1.0	1.0	
PH	7.5			
SILICE (como SiO ₂)	15			0.2
CONDUCTIVIDAD				5-10
COLOR (JTU)	50			
CLORO RESIDUAL		1.0	0	0

tabla.1

Por otra parte, la Planta trabaja con dos calderas, las cuales -- tienen una capacidad individual de 50000 kg/Hr. de producción de vapor de 150 psig., y el agua de alimentación deberá tener las siguientes características.

DUREZA	1.0
TDS.	2.0
Fe.	0.0
O ₂	0.005
SiO ₂	0.05

tabla.2

Todo como ppm CaCO₃

La máxima concentración de sólidos en el dcmo de vapor, podrá - ser de 3500 ppm. El análisis precedente no es el que corresponde al del efluente de las unidades desmineralizadoras, sino que es consecuencia de un tratamiento especial, el cual se muestra en el diagrama de flujo.

Como el propósito de este trabajo es el de desmineralización del agua cruda y no del tratamiento seguido para alimentación a calderas, sólo se describirá brevemente los pasos seguidos en ésta etapa:

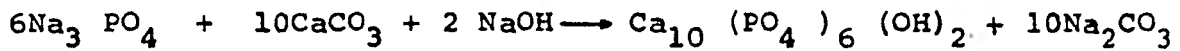
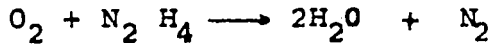
- 1.- Del efluente de las unidades aniónicas se deriva una línea - que alimenta a un tanque de almacenamiento de agua desminera lizada, que tiene el propósito de conservar siempre agua de alimentación a calderas.

2.- El segundo paso consiste en bombear el agua hacia un "desaerador". El "Desaerador" es un equipo que tiene la función de remover los gases disueltos en el agua, los cuales son -- principalmente: oxígeno y bióxido de carbono, la operación de dicho equipo se puede definir así:

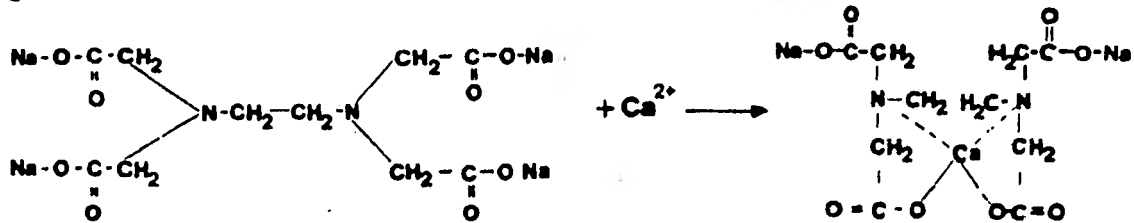
- a). Calentamiento: Por medio de vapor, el agua es calentada hasta la temperatura de saturación, donde teóricamente - la solubilidad de cualquier gas es 0.
- b). Agitación Mecánica: El agua calentada es mecánicamente agitada; con el término "agitada" se quiere decir que deberá ser expuesta a un máximo valor de superficie de --- contacto con la atmósfera lavadora, (en este caso el vapor) de aquí que existan métodos tales como; atomización, de cascada, etc. de tal manera que el agua es tratada en forma de gotas o película, produciéndose la remoción de - los gases indeseables.
- c). Remoción de Gases: El vapor, deberá ser pasado adecuada mente a través del flujo de agua "lavándola" y llevándose fuera los gases en cuestión, la operación se basa en el - hecho de que la Ley de Henry, establece que la cantidad - de gas disuelto es proporcional a la presión parcial del gas, así que el vapor produce una baja presión parcial de los gases ocurriendo así el fenómeno.

3.- El efluente del desaerador es tratado con pequeñas cantidades de Hidrazina ($\text{NH}_2 - \text{NH}_2$) y fosfatos. El primero con el objeto de quitar cualquier traza de oxígeno que no haya sido removido por el desaerador, los fosfatos, sirven para eliminar la dureza restante.

Las reacciones que ocurren son:



Otro tipo de compuestos utilizados para eliminar dureza son los quelatos:



finalmente esta agua es alimentada a calderas.

Es importante no perder de vista que el tratamiento seguido para alimentación a calderas tiene por objeto evitar la corrosión debida a O_2 y CO_2 y la incrustación de calcio y magnesio en los equipos de transferencia de calor.

2.3. DIAGRAMA DE BLOQUES DEL SISTEMA DEL TRATAMIENTO DE AGUA.

La secuencia en el procesamiento de agua se muestra en una forma resumida en la figura No. 3

El proceso se inicia con la entrada de agua al reactor en donde se llevará a cabo la clarificación. La clarificación es aquel proceso de remoción de sólidos suspendidos los cuales aparecen como turbiedad, color y materias coloidales.-- Como se sabe el agua puede tener además de material mineral disuelto y gases disueltos, otras impurezas, tales como:

- a). Turbidez y sedimentos.
- b). Color y materia orgánica.
- c). Sabores y olores.
- d). Microorganismos.

Turbidez y Sedimentos: Es la medida de la opacidad del agua con respecto a ciertos estandares, es materia suspendida in soluble, aquella materia que por su tamaño se asienta rápidamente se llama sedimento.

El método de determinación de turbidez es por medio del método Jakson de bujía, el cual se basa en la luminosidad de una bujía a través del agua contenida en tubos de vidrio - de longitud conocida.

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL SISTEMA
DE TRATAMIENTO DE AGUA

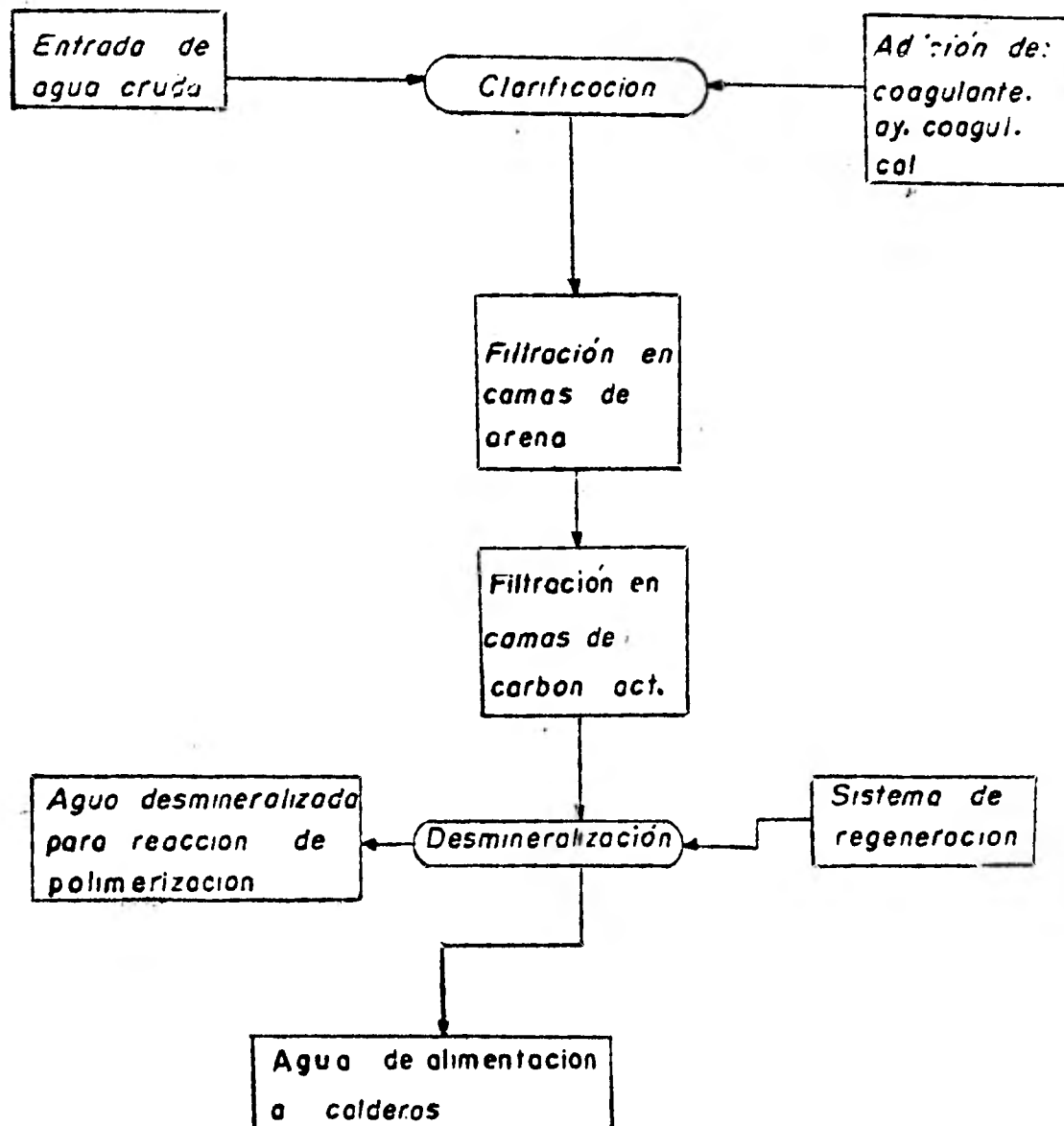


fig 3

Color y materia orgánica. La determinación del color, se debe de hacer con respecto al color verdadero del agua y no del aparente.

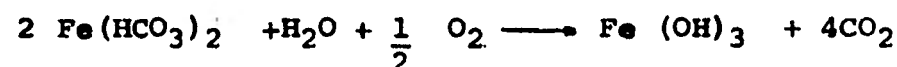
El color verdadero es aquel que se presenta después de que la materia suspendida ha sido removida, la remoción de esta materia se hace por centrifugación. El parámetro contra el cual se hace la determinación de color, es la unidad de color; la cual es producida por la dilución de 1mg. de K_2PtCl_6 en 1 lt. de agua la remoción se hace por medio de coagulación y filtración (remoción de color).

Sabores y Olores: Prácticamente todos los olores en los suministros de agua natural con excepción de H_2S son de origen orgánico, los sabores de tipo orgánico pueden ser removidos por medio de carbón activado, aereación, etc.

Los sabores y olores producidos por H_2S y Fe, pueden tratarse así: (La forma comercial de remoción de H_2S es por la oxidación con cloro)

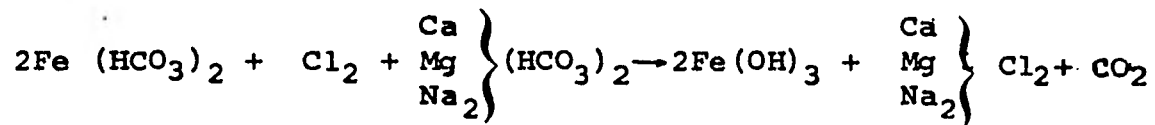


La manera de remoción de Fe también, es por medio de oxidación de bicarbonato de fierro (que es el compuesto más común en el agua) a una forma poco soluble.

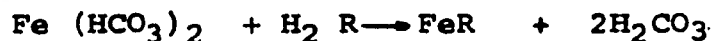


Esto se consigue con aereación, asentamiento y filtración.

El Fe, puede ser removido también por medio de oxidación, con cloro.



Y por medio de intercambio catiónico.



Microorganismos: Se presentan principalmente en aguas superficiales,

Los microorganismos pueden ser plantas o animales.

El proceso de clarificación involucra las siguientes etapas:

CLARIFICACION }
Coagulación
Floculación
Sedimentación

Coagulación: Es aquella etapa que consiste en la adición de sustancias químicas y rápido mezclado con el agua cruda, y cuyo propósito es el de aglomerar los sólidos finamente divididos. Se sabe que la forma de actuar de éstas sustancias procede de dos maneras:

- a). Las partículas que dan color y turbidez al agua, poseen cargas eléctricas de tal manera, que los coagulantes seleccionan partículas con cargas opuestas agrupándolas.

b). El coagulante reacciona con la alcalinidad del agua formando precipitados gelatinosos, llamados "Floculos" los cuales atrapan partículas finas que se encuentran en su paso.

Ejemplo de este tipo de reacción es:



Existen gran variedad de coagulantes usados y son utilizados de acuerdo a las características presentes de valores de PH y costeabilidad.

Floculación: Sigue de la etapa de coagulación, consiste en la formación de precipitados acompañada de una agitación lenta.

Sedimentación: Es el paso final de la clarificación, los flóculos formados se asientan, el agua clarificada se eleva a nivel y es separada de los lodos.

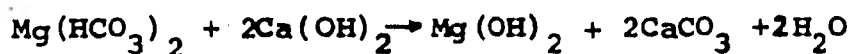
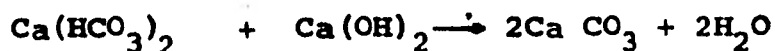
En la operación de clarificación no sólo la adición de coagulantes participan en el proceso, la cloración del agua cruda es el primer paso en el pretratamiento, este destruye muchas de las materias orgánicas por oxidación. Ésta oxidación se efectúa más rápidamente a PH bajos. La adición de los demás agentes químicos, es variable y para cada tipo de agua, se deberá hacer el estudio del proceso de clarificación más eficiente. Una de las razones principales para efectuar el proceso de clarifica---

ción, consiste en que por medio de éste, es posible eliminar la sílice coloidal, la cual es un verdadero problema en las operaciones de desmineralización. La sílice en estado coloidal, no es removida por intercambio iónico y es llamada "Sílice no reactiva".

La sílice dentro de los equipos de transferencia de calor constituye un problema con las incrustaciones, de aquí el gran interés por la remoción de ésta.

La sílice "no reactiva", dentro de los domos de las calderas se vuelve sílice reactiva debido a la gran presión y temperatura. Otro de los agentes químicos agregados en el proceso de clarificación es el de "ayuda coagulante", su participación consiste en la formación de puentes ó ligaduras entre los flóculos finamente divididos, haciendo las masas más grandes y más pesadas.

La adición de cal, en el proceso puede tener varias finalidades entre ellas podemos citar: la de ajustar valores de PH en donde los coagulantes trabajan óptimamente. La adición de cal también es usada, para reducir dureza; las reacciones para éste propósito son:



La siguiente etapa en el tratamiento de agua es la filtración. La filtración se considera como una operación unitaria y se define como la separación de las partículas sólidas suspendidas en un fluido forzándolos a pasar a través de un medio poroso, fibroso ó granular.

La filtración se lleva a cabo por la diferencia de presión total entre la suspensión a filtrar, el medio filtrante y el filtrado obtenido; existe además una resistencia ocasionada por el depósito de partículas sólidas sobre el medio filtrante, que va incrementándose conforme la filtración avanza, hasta agotar el volumen filtrante disponible.

Las clasificaciones que se hacen para los tipos de filtros es muy variado pero la más aceptada es:

- 1). Filtros por gravedad.
- 2). Filtros a presión.
- 3). Filtros a vacío.
- 4). Filtros centrífugos.

Para la selección del equipo de filtración.

Se consideran 2 aspectos:

- Tipo de Filtro.
- Medio filtrante.

Para escoger el tipo de filtro se consideran los diferentes puntos:

- a). Flujo de agua a tratar.
- b). Calidad del influente y del agua tratada.
- c). Disponibilidad de terreno.

Este estudio se enfoca a el tipo de filtros de gravedad como lo indica la especificación, (sin embargo, podría haber la posibilidad de que algún proveedor cotizara el tipo de filtro a presión); he aquí algunas ventajas de los filtros a presión, respecto a los filtros por gravedad.

- 1.- Ocupan menor espacio.
- 2.- Se construyen rápidamente.
- 3.- Pueden operarse a altas pérdidas de carga.

Desventajas:

- 1.- No se puede inspeccionar fácilmente el material filtrante.
- 2.- Dificil mantener gastos constantes de filtración.
- 3.- Mayor costo de operación y mantenimiento.

Para seleccionar el medio filtrante se consideran dos aspectos:

- | | | |
|--------------------------------|---|---|
| Selección de Material | } | Resistencia al calor, abrasión.
Resistencia a la rotura.
Facilidad de limpieza. |
| Selección del tamaño adecuado: | } | Tamaño mínimo de partículas retenido.
Permeabilidad. |

Materiales más usados como medios filtrantes :

a.- Arena.

b.- Antracita.

a). Arena: es el medio más utilizado para la filtración de agua fría, tiene el inconveniente de contaminar con -- sílice.

b). Antracita: Se usa cuando la arena no es recomendable; -- sus lechos no se agrietan, tiempos de filtración más - largos.

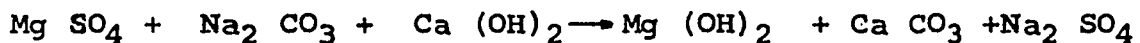
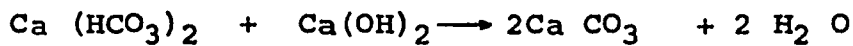
En la práctica, el proceso de filtración se diseña de tal manera que el medio filtrante, puede estar constituido de varias capas de diferente tamaño y material. Esto fué --- aplicado en base a que los tiempos de filtración en los mo delos convencionales eran cortos. E l modelo convencional consistía en una capa de arena fina, en la parte superior- y, posteriormente, capas de arena de tamaño menos fino , debi do a que la arena fina tiene una cantidad de espacios re-- ducidos disponibles para la filtración, estos eran rápida- mente ocupados por los sólidos contenidos en el agua, in-- crementando así la caída de presión y disminuyendo la velo cidad de filtración; apresurando así, el retrolavado, ade más cuando se hacia el retrolavado, la clasificación de ta maños de partículas desaparecía, lo cual traía como conse-- cuencia, deficiente filtración y pérdidas del medio filtran

Es por eso que la utilización de capas más gruesas al principio del lecho filtrante, alarga las carreras, sólo hay que -- cuidar que el tamaño sea convenientemente elegido, de tal manera que la velocidad de retrolavado no sea excesiva y fluidice demasiado la cama y que la calidad de filtrado se deteriore, por este concepto, al dejar pasar agua con sólidos. La -- colocación de partículas más gruesas de baja densidad en el-- tope del filtro y partículas más finas en el fondo de más alta densidad, es la solución.

La siguiente etapa en el proceso de purificación del agua, es la desmineralización, en el caso específico de éste estudio el problema se enfoca hacia una desmineralización por intercam-- bio iónico. Este proceso ha sido muy utilizado, ya que ha -- sido el que económicamente ofrece una operación más costeable en relación a las demás opciones propuestas. Sin embargo no-- se puede obviar algunos otros procesos, que pueden ser aplica-- bles para la remoción de impurezas iónicas disueltas en el -- agua y que para casos específicos, pueden llegar a presentar-- se como operaciones indicadas para algún proceso en particu-- lar.

El proceso de cal-carbonato o proceso "Clark-Porter" puede -- ser aplicable para aguas donde se tenga alta cantidad de dure

za. Como se sabe, la dureza se debe a la presencia de sales de calcio y de magnesio en forma de: bicarbonatos, carbonatos, sulfatos, cloruros y nitratos. La dureza se divide en "temporal" (debida a bicarbonatos, carbonatos) y "permanente" debida a no carbonatos. El proceso se lleva a cabo por la adición de Ca(OH)_2 y Na_2CO_3 . Las reacciones que se -- llevan a cabo son las siguientes:



El proceso cal-carbonato tiene una variante: el anterior es conocido como "cal-carbonato en frío", la variante consiste en la adición de calor, llevándose a cabo, una aceleración-- en las reacciones anteriores con la ventaja de que también el oxígeno y la sílice son removidas en mayor cantidad que con el proceso en frío.

Otro proceso utilizado para la purificación, consiste en la evaporación del agua, cuya operación, se presenta atractiva-- cuando el agua a tratar tiene gran cantidad de sólidos disueltos, es decir; cuando el agua cruda contiene más de ---- 500 ppm de sólidos disueltos.

Otro proceso que se esta utilizando en la actualidad, es el de ósmosis inversa.

El proceso consiste en forzar el agua a través de una membrana semipermeable reduciendo el contenido mineral en un 96% -- con respecto al agua de alimentación. Hoy en día el proceso de osmosis inversa es muy usado en la desalación de agua de mar.

Existen algunas ventajas en relación al intercambio iónico, éstas pueden ser: No deja pasar sílica coloidal, las membranas no son sensibles a ser lastimadas por materia orgánica, el -- equipo utilizado es compacto. También existen algunas desven--
tajas como son: las membranas son químicamente menos resisten--
tes que las resinas, las membranas son más caras que las resi--
nas, si hay materia suspendida puede lastimar las membranas.
A continuación se muestra el principio de operación de este--
proceso.

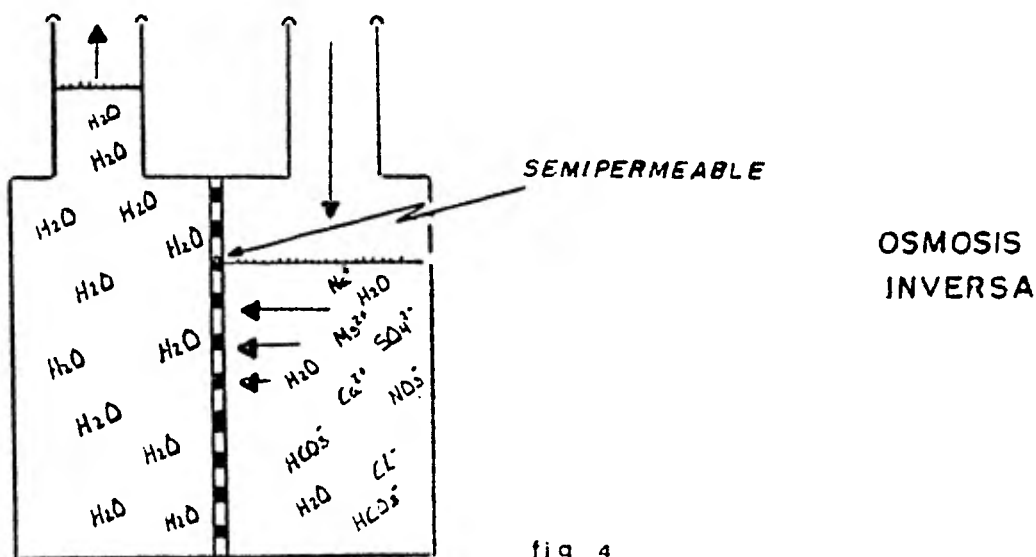


fig 4

El proceso de desmineralización por intercambio iónico, se basa en las propiedades adsorbentes de los materiales que se utilizan para el intercambio, siendo aparentemente una reacción de 2o. orden la que rige la velocidad de adsorción. Las propiedades de los materiales intercambiadores de iones fueron observadas y reportadas desde el año de 1818, por un químico alemán (Fuchs), quien descubrió que cuando se mezclaban soluciones de aluminato de sodio y silicato de sodio se producía un compuesto que presentaba propiedades intercambiadoras. Pero fué hasta 1905, en donde por fin el químico alemán Robert Gans descubrió que los compuestos anteriormente mencionados podrían ser aplicados para el ablandamiento de aguas. Su primer compuesto lo hizo fusionando caolín, soda ash y arena.

Para el año de 1934 se desarrolló un tipo enteramente nuevo de intercambiadores que eran notables, los cuales al ponerse en contacto con ácido se regeneraban, siendo éste el primer gran paso en el proceso de desmineralización.

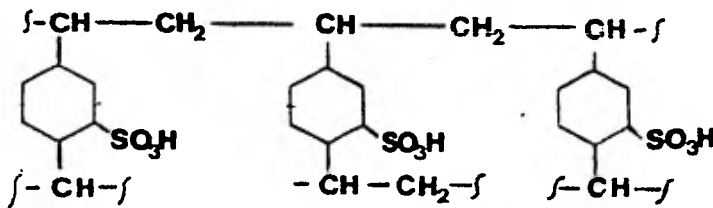
Hoy en día la mayoría de los intercambiadores usados son resinas sintéticas, hechas de la polimerización de compuestos orgánicos siendo estos los más frecuentes: estireno (80-92%) y divinilbenceno (8-20%).

Existe una gama de intercambiadores los cuales poseen diferentes características, sin embargo los podemos dividir en

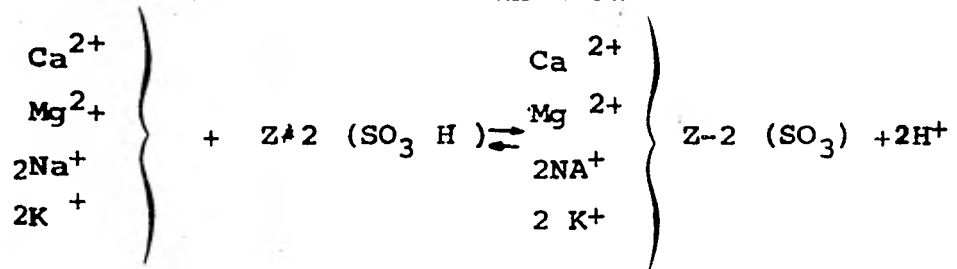
cuatro diferentes tipos.

1). Intercambiadores fuertemente ácidos. Este tipo de resinas tienen como iones intercambiables grupos hidrógeno.

La fórmula química estructural de una resina típica es la siguiente:

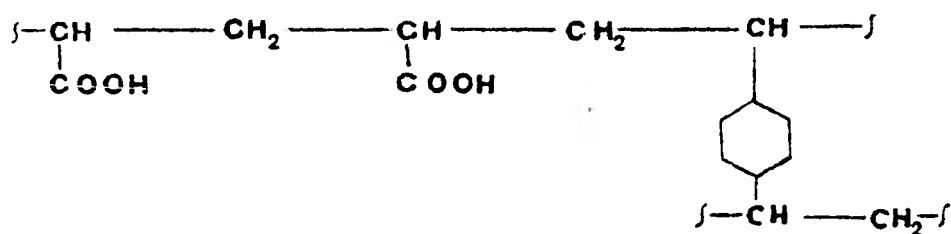


Las reacciones de intercambio se llevan a cabo:



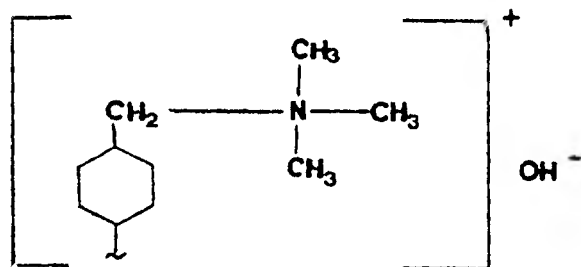
Estas resinas, son regeneradas con ácido clorhídrico o con ácido sulfúrico, el nivel de regeneración escogido se reflejará en la eficiencia de intercambio de la resina. Este tipo de resina la cual, tiene como grupo funcional, el sulfónico actúan sobre todo el rango de PH removiendo a los grupos alcalinos débiles.

2). Intercambiadores debilmente ácidos. La fórmula estructural de una resina de este tipo es la siguiente:

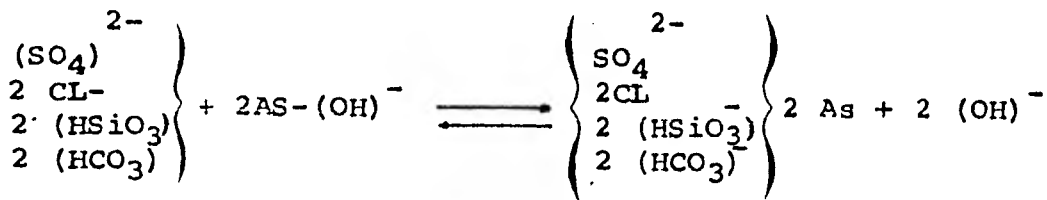


Como se puede observar, el grupo funcional es el carboxilico. Actuan en rangos de PH en donde la alcalinidad es alta. La regeneración también puede hacerse con los ácidos mencionados y es costumbre que cuando una columna de resina intercambiadora debilmente básica es seguida de una fuertemente ácida, la regeneración se lleva a contracorriente, al mismo tiempo, pasando primero por la fuertemente ácida y posteriormente por la débil.

3). Intercambiadores fuertemente básicos. Los intercambiadores de este tipo actuan sobre todo el rango de PH, removiend^o iones débilmente ácidos. Una fórmula estructural típica de esta resina es la siguiente:

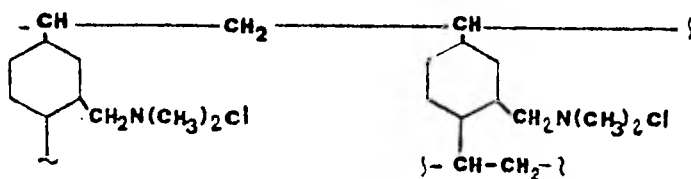


reacciones típicas de intercambio:



4) Resinas Intercambiadoras debilmente básicas

Actúan sobre un rango de PH alto, la fórmula química de este tipo de resina es:



El proceso de desmineralización se puede resumir de la siguiente forma:

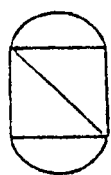
El agua pretratada pasa a través de las unidades de - intercambio catiónico, en donde todos los cationes son intercambiados por iones hidrogeno, el efluente de estas unidades, fluye hacia el desgasificador el cual tiene la función de eliminar el CO₂ del agua.

El efluente del desgasificador es enviado a las unidades aniónicas en donde todos los aniones son removidos.

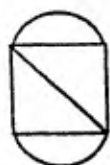
Si la pureza del agua requerida es grande, el efluente de estas últimas unidades pasa a través de unidades pulidoras dándole al agua, la pureza necesaria.

Los arreglos más comunes, que dependiendo de las necesidades de pureza de agua, se aplican en la industria son:

Arreglo No. 1



IFA



IDB



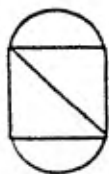
Des

En donde para todos los arreglos:

- IFA- Interc.fuerte ácido.
- IFB- Interc.fuerte básico.
- IDA- Interc.débil ácido.
- IDB- Interc.débil básico
- Des-. Descarbonador.
- LM- Lecho mixto.

Este se usa en plantas industriales en donde se requiere la reducción de electrolito de 2 a 10 ppm y en donde la reducción de sílice no es importante; no es aplicable para propósitos de alimentación a calderas.

Arreglo No. 2



IFA



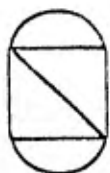
Des



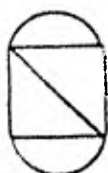
IFB

Este sistema reduce el electrolito hasta 2 o 3 ppm y la sílice a .02

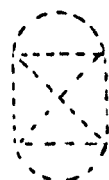
Arreglo No. 3



IFA



IDB



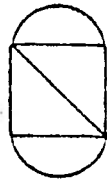
Des



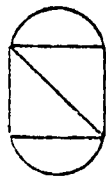
IFB

Este puede ser usado cuando el efluente del intercambiador fuertemente ácido tiene un PH muy bajo de modo que la unidad débilmente básica ahorrará sosa para la regeneración de la unidad aniónica.

Arreglo No. 4



IFA



IDB



Des



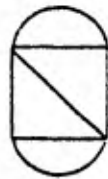
IFA



IFB

Reduce la cantidad de electrolito a 0.2 ppm y la sílice a .02 ppm. las unidades secundarias sirven como unidades pulidoras.

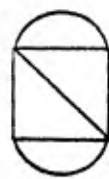
Arreglo No. 5



IFA



Des



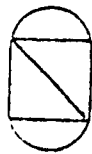
IFB



LM

Este sistema reduce el electrolito a .04 ppm y la sílice a .01 ppm.

Arreglo No. 6



LM

Este sistema es usado en plantas pequeñas en donde el costo -- inicial debe ser pequeño aunque los costos de operación sean -- altos.

El diseño de la unidad descarbonatadora en un sistema de desmi neralización entra en el campo de las operaciones unitarias -- en las cuales se lleva a cabo una transferencia de masa. El -- fenómeno que ocurre en ésta unidad es el de "desorción", en el -- cual un componente en la fase líquida es eliminado, al ser --- puesto en contacto con un gas.

En efecto, el diseño de ésta unidad, intermedia entre las unidades catiónicas y aniónica, corresponde al de una torre agotadora en donde por medio de aereación, el bióxido de carbono contenido en el líquido es removido.

La importancia de la eliminación del CO_2 es evidente ya que éste proporciona un carácter corrosivo al agua.

El proceso lo podemos referir en base a la Ley de Henry que sostiene:

$$P_a = H_a X_a \text{ ---- (1)}$$

La solubilidad de un gas es proporcional a la presión parcial del gas en contacto con el agua. Al producir la aereación se satura con oxígeno de tal forma que decrece la presión parcial del CO_2 , produciéndose la desorción.

El fenómeno de transferencia se lleva a cabo por la existencia de un gradiente de concentración en la dirección de la transferencia de masa.

Esto se puede explicar gráficamente de la siguiente manera: Fig.5

La concentración del componente a transferir en el seno del líquido es "x" y caerá hasta "xi" en la interfase.

La concentración en el seno del gas es "y" y su concentración en la interfase aumentará a "yi".

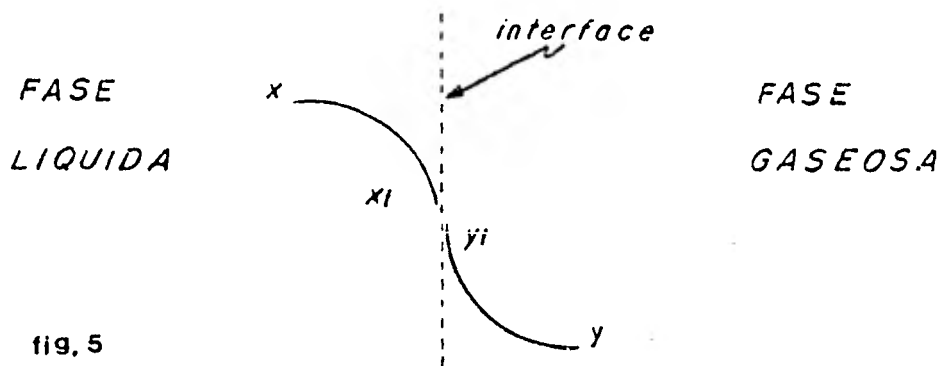


fig. 5

En el equilibrio, la velocidad con la cual el componente a transferir en el seno del líquido, alcanza la interfase, debe ser igual a la velocidad con que éste se difunde en el gas, de tal forma que no haya acumulación en la interfase. Escribiendo el flux del componente en cuestión, en términos de los coeficientes de transferencia de masa y de los cambios de concentración adecuados;

$$N_a = k_y (y_i - y) = k_x (x - x_i) \dots\dots(2)$$

En donde:

N_a = Flux de transferencia de masa (lb mol/ ft² hr.)

k_x = Coeficiente de masa de transferencia del líquido -----
(lb mol/ft² hr.)

k_y = Coeficiente de transferencia de masa del gas (lb mol/
ft² hr.)

Rearreglando la ecuación (2) se tiene

$$k_y (y_i - y) = k_x (x - x_i)$$

$$\frac{k_x}{k_y} = \frac{y_i - y}{x_i - x} \quad \text{----- (3)}$$

Si los coeficientes de transferencia de masa son conocidos, la concentración interfacial es conocida y de aquí, "Na", puede ser determinada.

Los coeficientes de transferencia fueron calculados por el método desarrollado por Shulman, que están basados en experiencias hechas al hacer pasar diferentes fluidos a través de anillos Raschig y monturas o silletas Berl.

Para anillos Raschig y silletas, los coeficientes de transferencia están dados por la siguiente ecuación:

$$\frac{F G S_c G^{2/3}}{G} = \frac{K G p_{BM} S_c G^{2/3}}{G} = 1.195 \frac{d_s G'}{\mu'' G (1 - \epsilon_0)} \quad \text{----- (4)}$$

En donde:

F = Coeficiente de transferencia de masa (lb mol/ft² hr.)

S_c = No. de Schmidt ($\mu''/\rho D$) adimensional.

G = Velocidad super. molar del gas (lb mol/ft² hr. atm)

K = Coeficiente de transferencia de la fase gaseosa.
(lb mol/ft² hr at.)

p_{BM} = Media logaritmica de la presión parcial del gas (atm).

ϵ_0 = Espacios vacios en el empaque. (ft^3 espacios/ ft^3 de empaque).

G' = Velocidad sup. del gas (lb/ft^2 hr.)

μ''_{L-G} = Viscosidad (lbs/ft^3 hr.) = $2.42 \mu'$

μ' = Viscosidad (centipoase).

El coeficiente para el líquido esta dado por:

$$\frac{K_1 d_s}{D_L} = 25.1 \cdot \frac{d_s L'}{\mu''_L} {}^{0.45} Sc {}^{0.5} \quad \text{---- (5)}$$

En donde: K_1 = Coeficiente de transferencia de masa en la fase líquida ($\text{lbmol}/\text{hr ft}^2 \text{ lbmol}/\text{ft}^3$)

d_s = Diámetro de una esfera de igual superficie que una partícula de empaque (ft)

D_L = Difusividad ($\text{ft}^2/\text{hr.}$)

Sc = No. de Schmidt adimensional.

L' = Velocidad superficial del líquido (lb/ft^2 . hr.)

El método es relativamente simple, consiste encontrar los coeficientes anteriormente predichos por medio de la gráfica ---- (fig.42); mostrada mas adelante junto con los datos obtenidos por medio de la tabla (7)

Para encontrar la altura del empaque en la unidad desgasificadora el método utilizado parte de un balance general, teniendo como datos iniciales; la cantidad de agua a tratar, su concentración, la concentración final del efluente líquido y la concentración inicial del efluente gaseoso.

Quedando como incognita, la cantidad de gas a tratar y la concentración de este efluente.

Trazando la curva de operación en base a las concentraciones - predichas e indicando en este mismo diagrama la curva de equilibrio, la cual esta basada con datos de equilibrio del componente que será desorbido, se procede a encontrar la cantidad-- mínima de gas que es posible utilizar en la operación. Cabe -- aclarar que estos balances, son hechos en base a el inerte, -- gaseoso y líquidos. Con el valor mínimo del flujo del gas, se procede a calcular 1.5 veces ésta cantidad, el cual es comúnmente utilizado como un valor práctico.

Posteriormente con la relación de coeficientes de transferencia de masa, de la fase líquida y de la fase gaseosa, junto con -- las curvas de equilibrio y de operación se calcula por medio - de la ecuación.

$$N_{1g} = 2.3 \int_{\log y_2}^{\log y_1} \frac{y}{y - y_1} d(\log y) + 1.152 \log \frac{1 - y_2}{1 - y_1} \dots \dots (6)$$

Que es el valor del número de unidades de transferencia.

Finalmente por medio de la ecuación:

$$Z = H_{tg} N_{tg} \text{ --- (7)}$$

se calcula la altura del empaque.

En donde;

N_{tg} = numero de unidades de transferencia

H_{tg} = altura de una unidad de transferencia

Z = altura total del empaque

CAPITULO III

3.1. TABULACION DE LAS CARACTERISTICAS DEL SISTEMA DE

CLARIFICACION.

Existen dos tipos fundamentales de equipos para clarificación:

- a).- Equipo Convencional: La floculación y el asentamiento se hacen en diferentes tanques.
- b).- Equipos de contacto de sólidos suspendidos: El tiempo de retención es menor y el proceso se hace en un solo tanque.

Debido a los problemas de espacio y eficiencia, los equipos de contacto de sólidos están desplazando a los equipos convencionales.

El dibujo (fig 6) muestra el modelo de clarificador "INFILCO-ACCELATOR" el cual actúa a altas velocidades y como bomba de baja cabeza para mover los lodos desde la zona de reacción, a la zona de clarificación. El asentamiento del lodo en la zona de reacción es prevenida por las corrientes parásitas del agitador, un concentrador de lodos es colocado en la periferia del fondo de la zona de clarificación. El agua es elevada hacia la parte superior saliendo clarificada. La eficiencia de este reactor es alta.

Clarificador modelo "PERMUJET", (fig. No. 7), - este tipo de clarificador tiene la particularidad de que las rastras --

inducen a los lodos hacia un colector de lodos, no habiendo recirculación.

La operación es menos eficiente. Las rastras son impul--
sadas por la presión ejercida de una bomba, que succiona--
agua clarificada y la descarga sobre unas paletas, las --
cuales están unidas a dichas rastras que sirven como im--
pulsor.

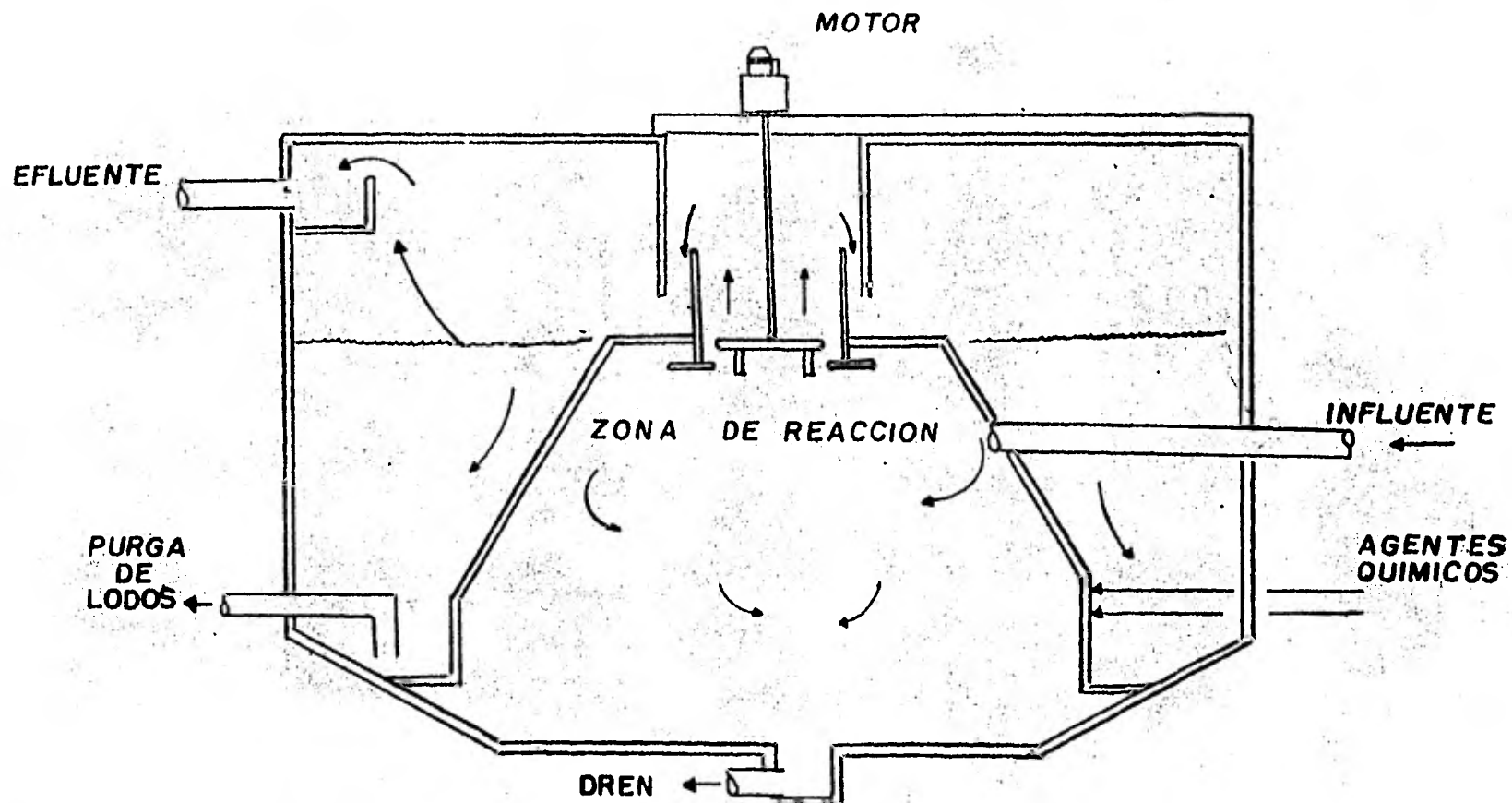
La probabilidad de falla en éste equipo, es doble, debido
al sistema "motor-bomba".

Clarificador modelo "COCHRANE" que al igual que el modelo
"INFILCO ACCELATOR" es accionado por medio de un motor --
eléctrico. fig 8.

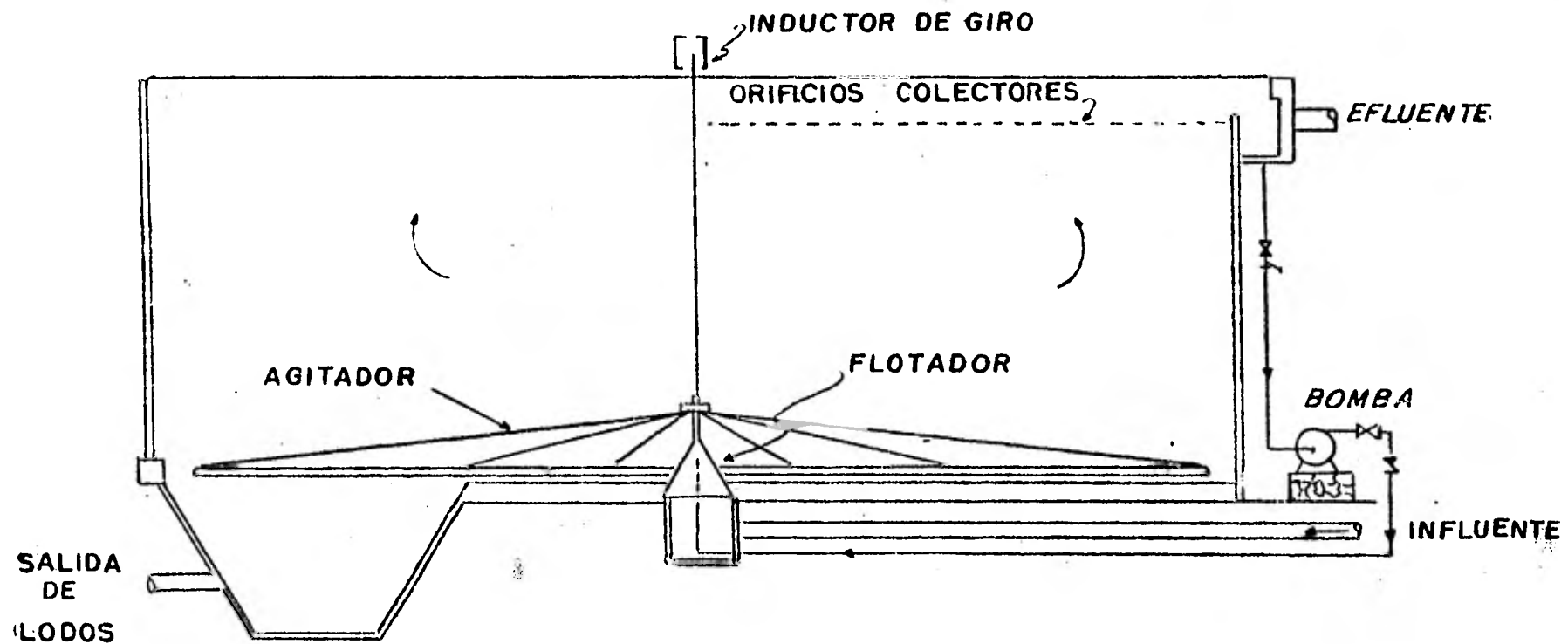
El flujo de la zona de reacción, a la zona de clarifica--
ción, es hacia arriba a través de largas puertas centra--
les radiales; tiene baffles diseñados, de modo que se ---
permite el regreso de partículas de la zona de clarifica--
ción a la zona de reacción. Eficiencia alta en clarifica--
ción.

La alimentación de agentes químicos puede hacerse por dos
caminos:

- a). Seco
- b). Líquido.

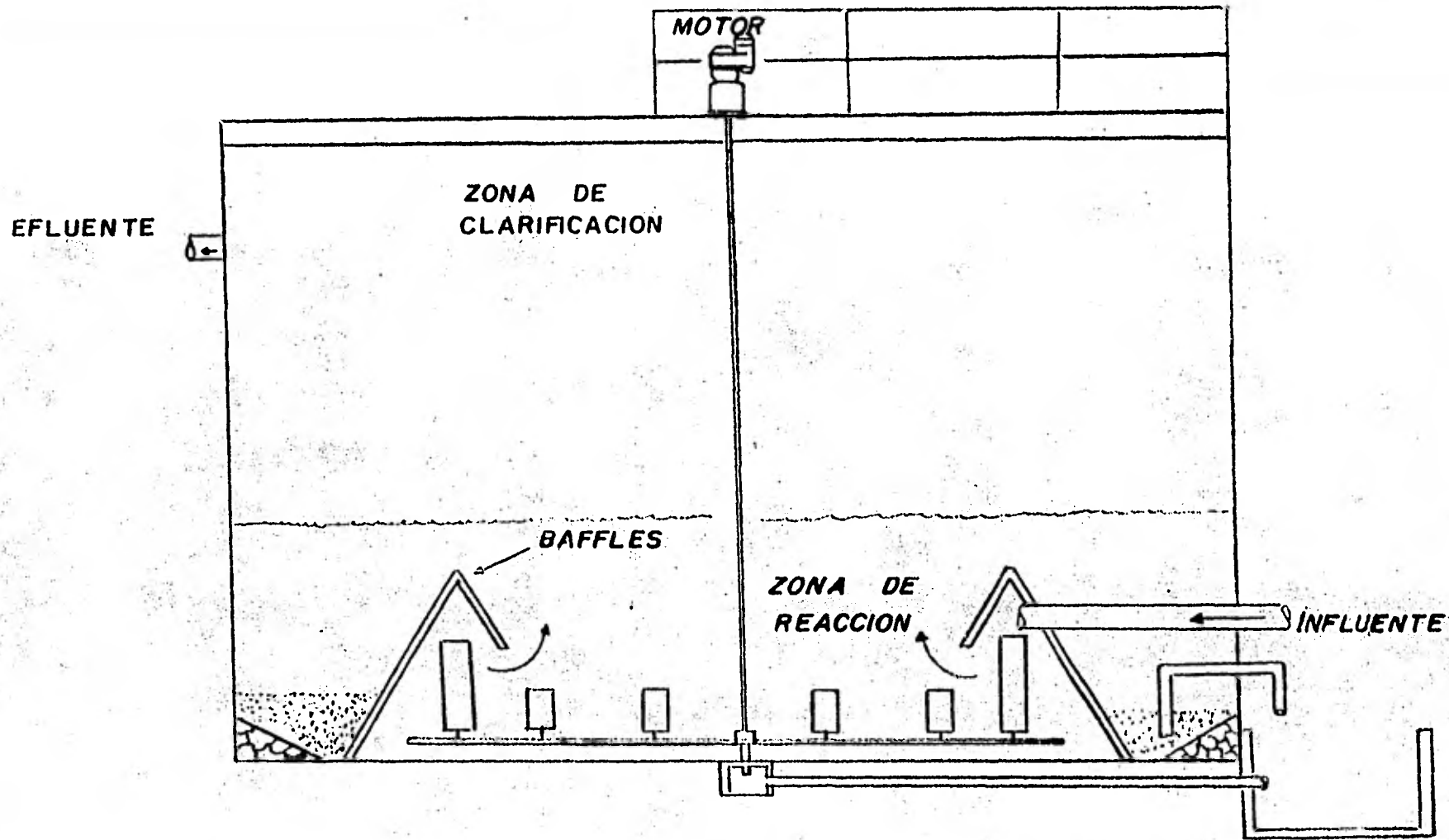


INFILCO ACCELATOR



PERMUJET

fig 7



REACTOR COCHRANE

fig 8

La alimentación en seco se hacen en Plantas grandes y en donde las cantidades de agentes químicos a ser alimentados, entre sucesivos recargos, en un tanque alimentador- en base líquida también fueran muy largas.

La alimentación líquida puede ser de 2 formas:

- a). En solución.
- b). En Suspensión.

La última requiere de un agitador.

El equipo que forma el sistema de preparación e inyección de químicos es el siguiente:

a). Clorador:

a.1. Bomba del clorador.

b). Agente Coagulante:

b.1. Tanque de ag. coagulante.

b.2. Agitador ag. coagulante.

b.3. Motor del agit. de ag. coag.

b.4. Bomba de alimentación del ag. coag.

b.5. Motor de la bomba.

c). Agente Ayuda. Coag.

c.1. Tanque de agente de ayuda coagulante.

c.2. Agitador de agente de ayuda coagulante.

c.3. Motor del agitador, ayuda coagulante.

c.4. Bomba de alimentación.

c.5. Motor de la bomba.

d). Cal.

d.1. Tanque de sol.

d.2. Agitador de sol. de cal.

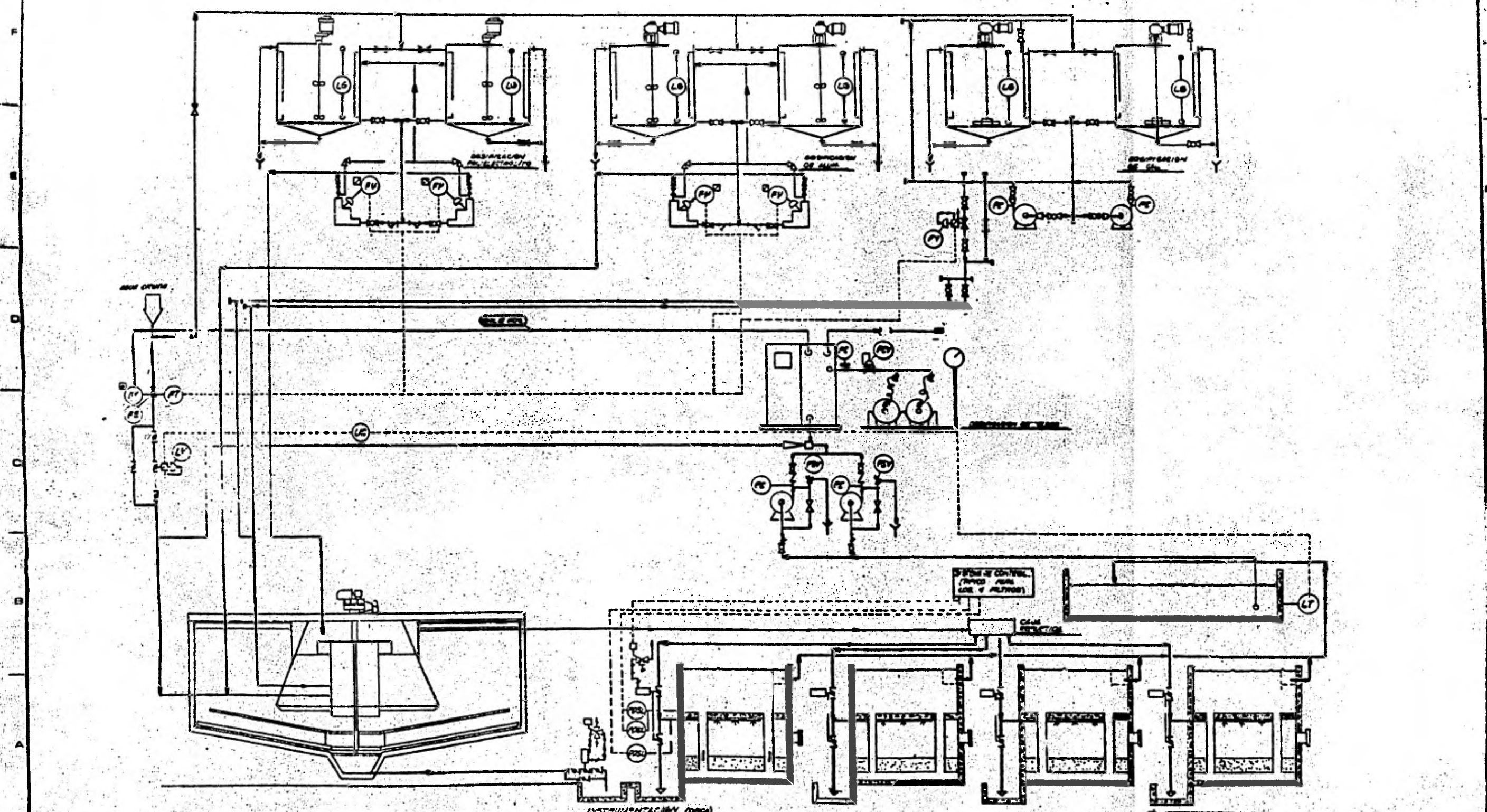
d.3. Motor de agit. de cal.

d.4. Bomba

d.5. Motor de la bomba.

A continuación se muestra un sistema de clarificación y filtración, en el cual se indica la instrumentación básica necesaria para la operación. Fig.No. 9

SISTEMA DE CLARIFICACION DE AGUA



REVISIONES		REVISIONES		PLANOS DE REFERENCIA		APROBADO PARA CONSTRUCCION		FIG. No. 9	
1		2		3		4		5	

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
CLARIFICADOR.				
1.1. General				
tipo	Por proveedor	Rec. de lodos	Colchón de lodos	Recirc. de lodos
Modelo	" "	Infilco Acelator	Permutet	Cochrane Reactor
1.2 Cond. Operación.				
Flujo de diseño (GPM)	3000	3000	2290	3000
Area tra.reac/floc/clar(ft ²)	Por proveedor	13.6/10.16/3052	15.06/1410/3672	13.6/1115/2975
Vel.Flujo Clar.(GPM/ft ²)	1	0.99	0.62	1.0
Cap. de diseño (ft ³)	Por proveedor	89700	90517	66038
Purgas GPM		150	66	90
Frecuencia y duración		2 hrs./2 min	15 min/min	1 hora / 1 min.
Dims: Diam./altura (ft)		72 / 22	88 / 22	72/16
1.3 Construcción				
Pasillo y Escalera.	Por proveedor	Incluido	No requerido	Incluido
Pasamanos y Soportes		Incluido	No requerido	Incluido
Tubería de retrolavado		Incluido	No incluido	Incluido
Línea de muestreo		Incluido	Incluido	Incluido
1.4 Materiales				
Canal colector.	Por proveedor	Acero al carbón	Concreto	Acero al carbón
Fondo	Concreto	Concreto	Concreto	Concreto
Baffles	Por proveedor	Acero al carbón	Acero al carbón	Acero al c.
Internos		Acero al carbón	Acero al carbón	Acero al c.
Pasillo; Escalera		Acero al carbón	No requerido	Acero al c.
Pasamanos		Acero al carbón	No requerido	Acero al carbón
Tubería gral.		Acero al carbón	Acero al carbón	Acero al carbón

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
AG. DEL CLARIFICADOR				
2.1 General				
Tipo	Vel variable	Vel variable	Vel variable	Vel variable
2.2 Materiales				
Rotor	Acero al C.	Acero al carbón	Acero al carbón	Acero al carbón
Brazos	Acero al C.	Acero al carbón	Acero al carbón	Acero al carbón
2.3 Bombas				
Tipo/No.	Por proveedor	No requerido		No requerido
Capacidad GPM			Centrif. horiz./2	
Cabeza dif. (Ft)			394	
Materiales: Cuerpo			138	
Impulsor			Fierro fundido	
			Fierro fundido	
2.4 Accionador para bomba ó Agitador				
Tipo	Por proveedor	Agitador	Bomba	Agitador
Kw/RPM		5.6/0-1750	18.6/1750	5.62/ variable
Volts		220-440	220-440	220-440
Fases		3	3	3
Ciclos		60	60	60
2.5 Red de velocidad				
Relación	Por proveedor	Requerido variable	No aplica	Requerido variable

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
Alimentación de Ag. Químicos.				
3.1. Clorador				
Tipo	Autom./Manual	Autom./Manual	Autom./Manual	Autom./Manual
Flujo (GPM)/Pres. req. (PSIG)	Por proveedor	52/100	66/85.5	56/64.89
Dosif. normal (ppm)	2 a 20	2 a 20.	2 a 20	2 a 20
3.2. Accesorios	Por proveedor	Incluido	Incluido	Incluido
Difusor				
Analiz. de cloro res.				
Rotámetro				
Báscula			No incluido	
Tubería de interconex.			incluido	
Cilindros			No incluido	
3.3. Bomba booster.	Por proveedor			
Tipo		Centrífuga	Centrífuga	Centrífuga
Accionador		Motor elec.	Motor elect.	motor elect.
Kw/RPM		2.25/1750	3.73/1750	2.25/1750
Volts/fases/ciclos		220.440/3/60	220-440/3/60	220-440/3/60
3.4. Tanque ag. coagulante	Por proveedor			
Cantidad / tipo		1/Vertical	1/Vertical	1/vertical
Tamaño: Ø / h (in)		89/71	60/60	96/96
Material		Acero inoxidable	fibra de vidrio	acero inox.
Accesorios:		Ind. de Nivel	Indicadores de Niv.	Ind. de Nivel
		Alarmas		
3.4.1. Agitador ag. coag.	Por proveedor			
Cantidad		Uno	Uno	Uno
Velocidad RPM		420	350	88
Material		Ac. inoxidable	Ac. inoxidable	Ac. Inoxidable

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
3.4.2. Motor del Agitador	Por proveedor			
Cantidad		Uno	Uno	Uno
Kw/RPM		0.187/1750	1.12/1750	0.375/1750
Volts/Fases/ciclos		220-440/3/60	220-440/3/60	220-440/3/60
Reductor de vel.		Requerido	Requerido	Requerido
3.4.3. Bomba de agente	Por proveedor			
Coagulante				
Tipo/cantidad		Diafragma/2	Diafragma/2	Pistón/2
Capacidad /GPM)		1.73	0.51	3.96
Presión de descar. (psig.)		60	60	81
3.4.4. Accionador de la bomba ag. coag.	Por proveedor			
Cantidad		dos	dos	dos
Kw/RPM		0.375/1750	0.375/1750	0.373/1750
Volts/fases/ciclos		115/1/60	220/3/60	220/3/60
3.5. Tanque de ayuda coag.	Por proveedor			
Cantidad/tipo		1/vertical	1/vertical	1/vertical
Tamaño: Ø / h. in		30/60	60/60	36/36
Material		Acero Inox.	Fib. de vidrio	Ac. Inoxidable
Accesorios:		Ind. de nivel Alarma de nivel	Ind. de Nivel	Ind. de Nivel
3.5.1. Agitador ay. coag.	Por proveedor			
Cantidad		Uno	Uno	Uno
Velocidad RPM		420	350	420
Material		Ac. Inox.	Ac. Inox.	Ac. Inox

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
3.5.2. Motor del agitador ayuda coagulante.	Por proveedor			
Cantidad		Uno	Uno	Uno
Kw/RPM		0.187/1750	0.187/1750	0.375/1750
Volts/Fases/ciclos		115/1/60	220/3/60	220/3/60
Red. de velocidad		Requerido	Requerido	Requerido
3.5.3. Bomba ayuda coag.	Por proveedor			
Tipo / cantidad		Diafragma/2	Diafragma / 2	Diafragma / 2
Capacidad GPM		0.34	0.41	3.96
Presión de descarga (PSIG).		60	60	81
3.5.4. Accionador de la bomba ayuda coagulante	Por proveedor			
Cantidad		dos	dos	dos
Kw/RPM		0.18/1750	0.37/1750	0.37/1750
Volts/Fases/ciclos		115/1/60	220/3/60	220/3/60
3.6 Tanque de cal	Por proveedor			
Cantidad / tipo		2/vertical	1/vertical	1/vertical
Tamaño: Ø / h in		138/150	60/72	96/96
Material		Acero al carbón	Acero al Carbón	Acero al carbón
Accesorios		Ind. de nivel Alarmas.	Ind. de nivel	Ind. de nivel
3.6.1. Agitador del tanque de cal.	Por el proveedor			
Cantidad		dos	uno	uno
Velocidad RPM		88	350	88
Material		Ac. inox	Acero inox	Acero inox

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
3.6.2. Accionador del agitador de cal.	Por proveedor			
Cantidad		dos	uno	uno
Kw/RPM		3.76/1750	1.11/1750	3.75/1750
Volts/Fases/ciclos		220/3/60	220/3/60	220/3/60
Red. de vel.		Requerido	Requerido	Requerido
3.6.3. Bomba alimentadora de cal.	Por proveedor			
Tipo / cantidad		Centrifuga/2	Centrifuga/2	Centrifuga/2
Capacidad GPM		20	2	2
Presión desc. (PSIG)		20	60	50
Dosificación lb/gal		0.002 (5%)	0.0001 (7.5%)	0.0001 (5%)
3.6.4 Accionador de la bomba de cal.	Por proveedor			
Cantidad		Dos	Dos	Dos
Kw/RPM		1.5/1750	2.23/1750	1.5/1750
Volts/fase/ciclos		220/3/60	220/3/60	220/3/60
4.0 Instrumentación del Clarificador.	Por proveedor.			
Válv. de control de flujo		Requerida	Requerida	Requerida
Válv. de control de lodos				
Válv. de control ag. coag.		No requerida	No requerida	No requerida
Válv. de control ag. coag.				
Válv. de cal		Requerida	Requerida	Requerida
Rotámetro				

De los puntos 1.1 a 4.0 de la tabla comparativa se puede concluir lo siguiente:

1.- Los proveedores "A" y "C" cumplen con todas las especificaciones de diseño requeridas.

a). El valor escogido de 1 GPM/Ft^2 como velocidad de elevación es apropiada para la calidad de agua indicada.

Se debe tomar en cuenta que la magnitud de la velocidad superficial sea tal que no arrastre los sólidos-- que se encuentran suspendidos.

b). Los tipos de clarificadores ofrecidos tienen alta eficiencia y proporcionan flexibilidad en su operación.

2.- Desviaciones.

El proveedor "B" sufre las siguientes desviaciones a las especificaciones:

a). El flujo de diseño no es el requerido.

b). El tipo de clarificador ofrecido es de menor eficiencia, presentando problemas cuando las espumas que arrojan el agua sobre las paletas se tapan, impidiendo el giro de las rastras.

c). La velocidad de elevación esta por debajo de la especificada.

d). No proporciona todo el equipo requerido para la cloración.

3.- Consideraciones.

Las siguientes consideraciones deberán ser hechas entre los proveedores "A" y "C"

- a). Las purgas en el clarificador del proveedor "A" son mayores.
- b). Las potencias de algunos accionadores eléctricos -- del proveedor "C" son mayores, lo que se reflejará en un aumento del costo de operación.

3.2. TABULACION DE LAS CARACTERISTICAS DE
FILTRACION.

FILTROS DE ARENA.

FILTROS DE CARBON ACTIVADO.

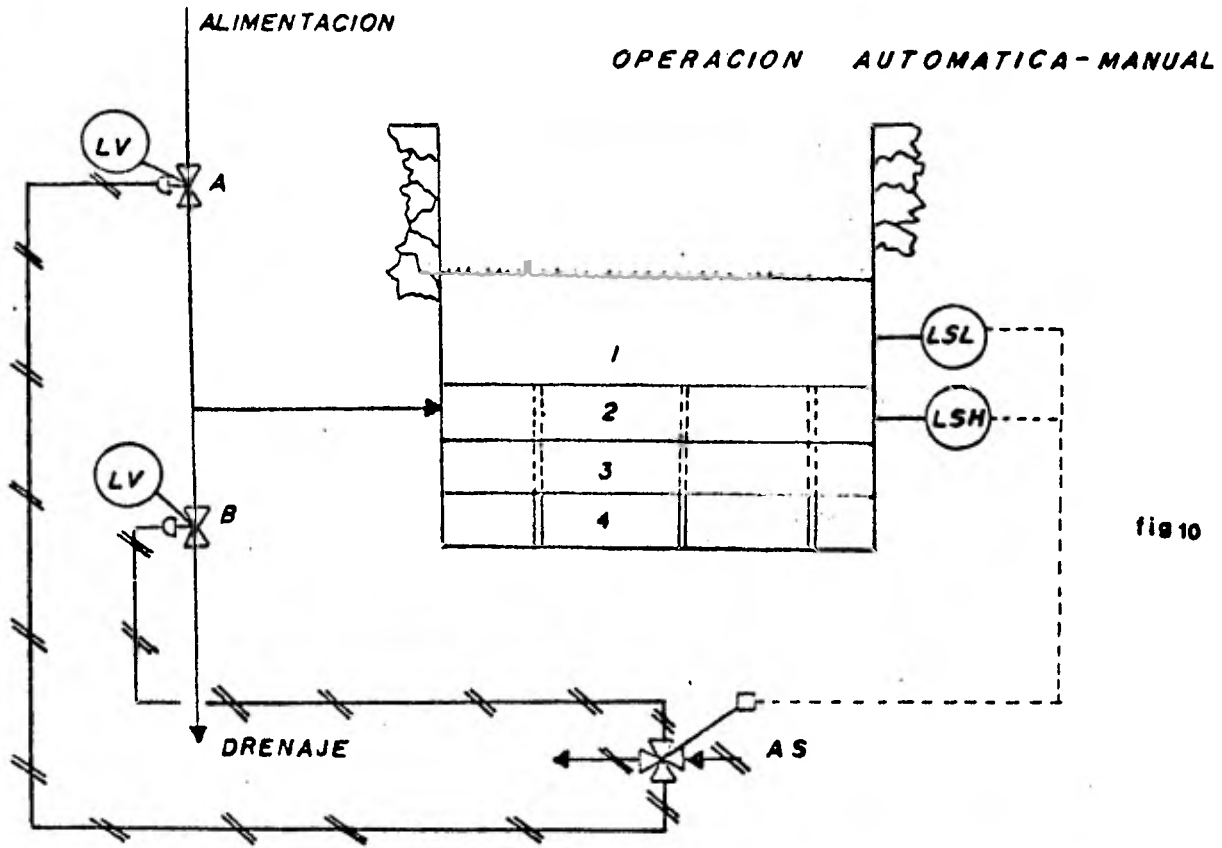


fig 10

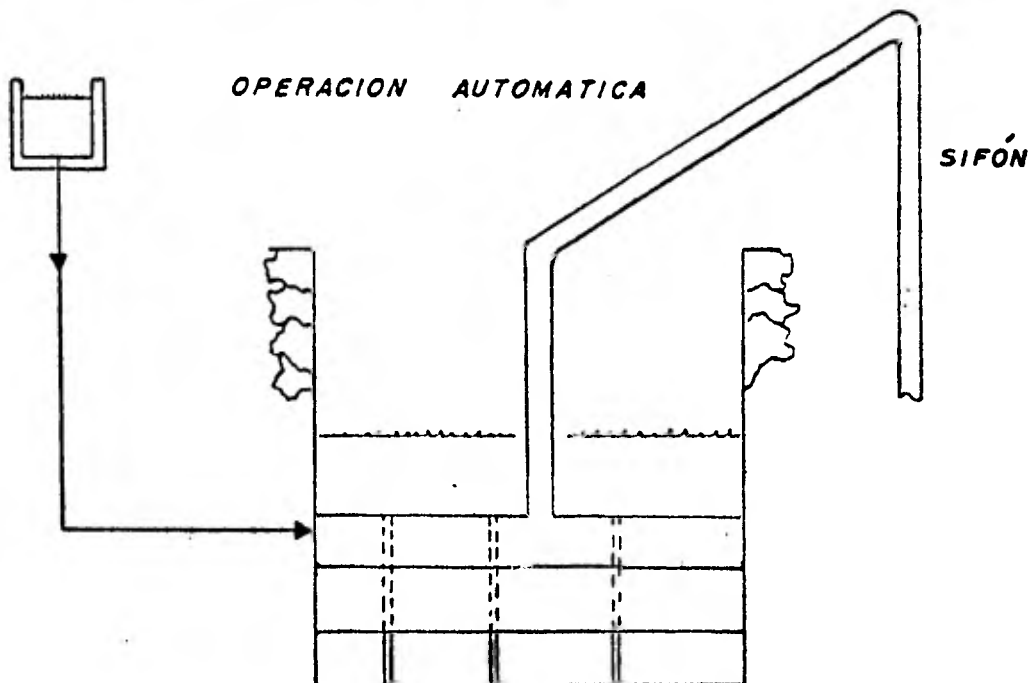


fig 11

OPERACION AUTOMATICA-MANUAL

El filtro consta de 4 secciones: Fig 10

- 1.- Almacenamiento de agua filtrada.
- 2.- Recepción y distribución de agua clarificada.
- 3.- Medio filtrante.
- 4.- Fondo del filtro.

En la operación normal la válvula "B" está cerrada y la válvula "A" abierta. Conforme transcurre la carrera y el medio filtrante va taponándose el nivel del líquido en el compartimiento de recepción va subiendo hasta el punto de operación del interruptor de alto nivel, este manda una señal a la válvula solenoide, la cual acciona la válvula "A" para que cierre y envía otra --- señal a la válvula "B" para que abra en ése momento la alimentación al filtro es cortada y empieza el retrolavado, siguiendo-- el flujo una trayectoria hacia atrás del compartimiento de agua filtrada (1) hacia la recepción del líquido (2), arrastrando -- los sólidos retenidos por el filtro.

Confome el retrolavado continua el nivel del líquido en el --- compartimiento de agua filtrada disminuye hasta llegar hasta -- el punto de operación del interruptor de bajo nivel. Operando a este, el cual envía una señal a la válvula solenoide que a su vez manda cerrar la válvula "B" y a abrir la "A", con lo cual se cierra el ciclo de retrolavado y comienza la filtración ---- nuevamente.

Es importante hacer notar que este es un tipo de filtro de gravedad operado por un sistema simple, y puede haber sistemas más sofisticados para el funcionamiento de estos equipos.

OPERACION AUTOMATICA

El diseño de estas unidades es similar al anterior. fig 11

Filtración: El agua entra al filtro y fluye por gravedad a --- través de la cama de arena pasando al compartimiento inferior - de donde es inducido hacia el compartimiento de almacenamiento, colocado en la parte superior del filtro.

Iniciación de retrolavado: Conforme transcurre la filtración - la cama de arena se ve taponada ocurriendo una elevación del -- agua en la tubería que provocará el Sifón.

Retrolavado: Cuando el nivel rebasa el tope de la pendiente se - provoca el sifón, induciendo el agua hacia atrás, lavando la -- cama.

Llenado del Almacenamiento: El retrolavado continua hasta va-- ciar el compartimiento de almacenamiento cerrándose nuevamente - el ciclo.

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
5. Filtros por gravedad.				
5.1. General				
Operación	Automática/Man.	Automática/Man.	Automática	Automática/Man.
# de filtros	2 mínimo	3	2	3
Medio filtrante	Arena	Arena	Arena	Arena
Tamaño de partícula (in)	Por Proveedor	0.017 a 0.021	0.02 a 0.03	0.01 a 0.02
Altura de la cama (in)		24	24	24
Vol. unidad/total (ft ³)		798/2394	798/1596	907/2719
5.2. Condiciones de operación				
Flujo de diseño: GPM.				
Sistema	3000	3000	2492	3000
Unidad	Por proveedor	1000	1246	1000
Vel. diseño/máx. GPM/ft ²	/ 3.27	2.5/5	3/3.1	2.2/3.3
Flujo de retrolavado (GPM)	Por proveedor	3597	7200	3782
Vel. de retrolavado GPM/ft ²		9	18	15
Tiempo de retrol./frecuencia		5 min/24 hrs.	5 min./24 hrs.	4.5/24 hrs.
Tiempo de llenado (min.)		15	20	15
Turbidez de salida	1 JTU	1 JTU	1 JTU	1 JTU
5.3. Construcción	Por proveedor			
Dimensiones:				
Longitud (ft)		20	25	20
Ancho (ft)		20	16	20
Altura (ft)		15	16	15.4
Vertedero/tipo		Si/disco	Si/disco	Si/disco
Conexiones: (in)				
Entrada/salida		16/16 x 150#	14/14 - 150#	16/16 x 150#
Retrolavado		12 x 150#	12 x 150#	12 x 150#
Drenaje		3 x 150#	4 x 150#	4 x 150#

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
5.4. Materiales				
Cuerpo	Concreto	Concreto	Concreto	Concreto
Falso fondo/soporte	por proveedor	Acero/acero	Acero/Acero	Acero/Acero
Almacén de agua		Concreto	Concreto	Concreto
Vertedero		Acero al C.	Acero al C.	Acero al C.
5.5. Instrumentación	Por Proveedor.			
Control automático de nivel		Switch de alto y bajo nivel	Tipo sifón	switch de alto y bajo nivel
Retrolavado		Válv. solenoides		Válv. solenoides
Control manual de Retrolavado		Botones para operar válvulas		Botones para operar válvulas
Eyectores		No requerido	requerido	No requerido
6.0 Filtros de Carbón activado	Por Proveedor			
6.1. General				
No. de filtros	2 mínimo	3	3	2
Tipo de operación	Por proveedor	Semiautomática	Semiautomática	Manual
Vol. de carbón: (ft ³)				
Unidad		170	56	269
Total		510	158	535
6.2 Condiciones de Oper.	Por proveedor			
Flujo de diseño: GPM				
Sistema		380	378	379
Unidad		126	126	189
Vel. de diseño GPM/ft ²	3 a 6	3.29	4.44	3.00

De los puntos 5 a 6.4 de la tabla comparativa se puede concluir:

1.- El proveedor "A" cumple con todas las especificaciones de diseño referidos:

a). Velocidades de filtración cercanas a 3 GPM/ft² son recomendados en aplicaciones industriales. En ocasiones cuando la turbidez es baja (de 25 a 50 ppm.) se utilizan flujos de hasta 10 GPM/ft²

b). El área de filtración concuerda con lo indicado:

$$\text{Area de filtración} = 400 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flujo de diseño} = 1000 \frac{\text{Gal.}}{\text{min}} \times \frac{0.13 \text{ ft}^3}{1 \text{ gal.}} =$$

$$= 130 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$\text{La velocidad de diseño} = \frac{2.5 \text{ gal}}{\text{min ft}^2} \times \frac{.13 \text{ ft}^3}{\text{gal.}} =$$

$$= 0.32 \text{ ft}^3/\text{min ft}^2$$

$$\frac{130 \text{ Ft}^3/\text{min.}}{0.325 \text{ ft}^3/\text{min.ft}^2} = 400 \text{ Ft}^2; \text{ corresponde a lo ofrecido}$$

2.- Desviaciones:

a). El área de filtración propuesta por el proveedor

"C" no concuerda con los datos proporcionados.

Proveedor "C"

$$\text{Area de filtración} = 400 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flujo de diseño} = 130 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$\text{Velocidad de diseño} = 2.2 \text{ gal/min. ft}^2 =$$

$$0.286 \text{ ft}^3/\text{min.ft}^2$$

$\frac{130 \text{ ft}^3/\text{min.}}{0.286 \text{ ft}^3/\text{min.ft}^2}$ 454.5 ft^2 que no concuerda con los
400 ft^2 ofrecidos

- b). El flujo de diseño del proveedor "B" no es el indicado en el balance general.
- c). La operación del filtro del proveedor "B" es automática del tipo "Sifón" lo cual lo hace poco flexible.

Filtros de Carbón Activado.

El proveedor "A" proporciona la entrada de vapor para regeneración del carbón activado. La utilización de vapor para regeneración no ha sido un método muy eficiente para este efecto.

Sin embargo este proveedor cumple con la especificación que indica la utilización de este método.

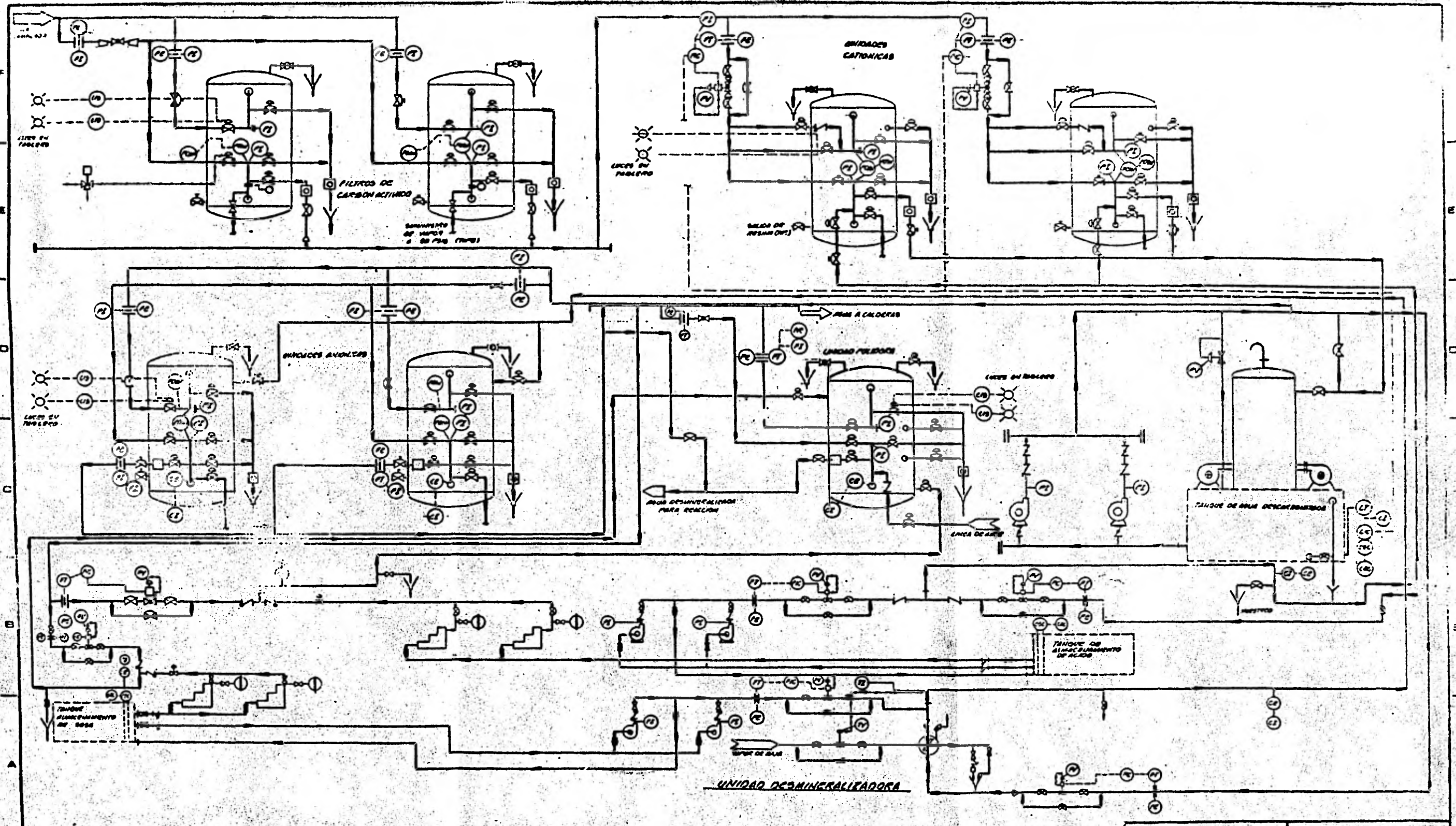
3.3 TABULACION DE LAS CARACTERISTICAS DEL

"SISTEMA DE DESMINERALIZACION"

A continuación se presenta un sistema típico de desmineralización por intercambio iónico, junto a un tren de filtros de --- carbón activado (fig.12).

En éste diagrama se está indicando, la instrumentación básica, para el funcionamiento de la planta desmineralizadora.

La información señalada por los diferentes concursantes es - mostrada a continuación y posteriormente en el capítulo 4 en base a ésta información se generarán los datos requeridos para efectuar la evaluación deseada.



REVISIONES		REVISIONES		PLANOS DE REFERENCIA													
NO.	FECHA	NO.	FECHA	DESIGNACION	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA

APROBADO PARA CONSTRUCCION

FECHA: _____ FIRMA: _____

FECHA: _____ FIRMA: _____

FIG. No 12

1 2 3 4 5 6 7 8 9 10

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
7. Unidad Desmineralizadora	Por proveedor			
7.1 General.				
No. de trenes		2	2	2
Capacidad (GPM)	300	300	300	300
Ciclo de operación (Hrs.)	Por proveedor	16	16	16
Regenerantes		H ₂ SO ₄ /NaOH	HCl/NaOH	H ₂ SO ₄ /NaOH
7.2 Unidad catiónica fuerte	Por proveedor			
Tipo de resina usada		IONAC C-242	IR-120	IR-120
Caída de presión (psi)		10	10	10
7.3 Unidad aniónica fuerte	Por proveedor			
Tipo de resina usada		IONAC A-651	IRA-402	IRA-402
Caída de presión (psi)		10	10	10
7.4 Unidad pulidora	Por proveedor			
Ciclo de operación		72	144	72
Capacidad (GPM)	225	225	225	225
Tipo de resina utilizada	Por proveedor	IRA 402/IR-120	IRA 402/IR 120	IRA 402/IR 120
Caída de presión (psi)		10	10	10
7.5 Regeneración del Sistema	Por proveedor			
U. aniónica				
Bombas / Tipo		2/centrífuga	2/diáfragma	2/centrífuga
Presión de descarga (psig)		60	75	64
Pot. motor (kw)		3.73	1.5	3.73
Volts/Fases/ciclos		440/3/60	440/3/60	440/3/60

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
7.6. Intercambiador de calor	Por proveedor	requerido	Requerido	Requerido
Accesorios:				
Válvula de control de vapor				
Trampa de vapor				
Termómetro				
Válv. de seguridad				
7.7. Regeneración del Sist. U. Catiónicos.	Por proveedor			
Bombas / Tipo		2 /Centrífugas	2/Centrífugas	2/centrífugas
Presión descarga (PSIG)		60	75	64
Potencia motor (kw)		3.73	3.75	3.73
Volts/fases/ciclos		440/3/60	440/3/60	440/3/60
7.8. Regeneración Pulidor	Por Proveedor			
7.8.1. Acido				
Bombas / Tipo		2/Diafragma	2/Diafragma	2/Diafragma
P.descarga (PSIG)		100	75	64
Pot. motor (kw)		0.225	0.375	0.75
Volts/Fases/ciclos		220/3/60	220/3/60	220/3/60
7.8.2. Caústico	Por proveedor			
Bombas / Tipo		2/Diafragma	2/Diafragma	2/Diafragma
Pre. descarga (PSIG)		100	75	64
Pot. motor (kw)		0.375	0.375	1.125
Volts/Fases/ciclos		440/3/60	440/3/60	440/3/60

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
8.0 Desgasificador	Por proveedor			
General				
Tipo		Cilindrico vert.	Cilindrico Vert.	Cilindrico Vert.
Capacidad	300	300	300	300
Empaque	Por proveedor	Anillos rashig	Anillos rashig	Anillos rashig
Volúmen de empaque (ft ³)		240.3	212	370.8
Altura de empaque (ft)		8.5	7.5	6.52
Area transv. (ft ²)		28.27	28.26	56.87
8.1. Mat. de construcción	Por proveedor			
Tanque		Ac. carbón	Ac. carbón	Ac. carbón
Distribuidor		Ac. inoxidable	Ac. inoxidable.	Ac. inoxidable
Tubería		Ac. Carbón	Ac. Carbón	Ac. Carbón
8.2. Sopladores del Desgasificador	Por proveedor			
Cant./capacidad (ft ³ /min)		2/1000	2/1765	2/3120
Presión de descarg. (PSIG)		6	10	6
8.3. Motor del soplador	Por proveedor			
Cantidad / kw		2/0.75	2/3.75	2/3.75
Volts/fases/ciclos		440/3/60.	440/3/60	440/3/60
8.4. Bomba de transf.	Por proveedor			
Cantidad / tipo		2/centrif.	2/centrif.	2/centrif.
Capacidad/cabeza		450GPM/124 ft.	700 GPM/150 ft	350 GPM/147 ft
8.5. Motor de bombas	Por proveedor			
Cantidad /kw.		2/11.25	2/22.5	2/16.5
Volts/Fases/ciclos		440/3/60	440/3/60	440/3/60

4.1 GENERACION DE DATOS A PARTIR DE INFORMACION DE PROVEEDORES.

DISEÑO DE UNIDADES INTERCAMBIADORAS.

Información a partir de las curvas de las
siguientes resinas:

ROHM AND HAAS COMPANY : AMBERLITE IR-120

AMBERLITE IRA-402

IONAC CHEMICAL : IONAC A-651

IONAC C-242

EVALUACION SOBRE EL ANALISIS DEL PROVEEDOR "A"

	A	B	C	D	E	F	G	H
Ca	300	300	300	283.5	0	0	0	0
Mg	139	139	139	80	0	0	0	0
Na	111	111	111	111	5	5	5	0.1
H	0	0	0	0	433.5	433.5	0	0
CATIONES	550	550	550	474.5	438.5	438.5	5	0.1
HCO ₃	180	152	111.5	0	0	0	0	0
CO ₃	0	0	0	35	0	0	0	0
OH	0	0	0	1	0	0	3	0.1
Cl	83	111	111	111	111	111	2	0
SO ₄	287	287	327.5	327.5	327.5	327.5	0	0
ANIONES	550	550	550	474.5	438.5	438.5	5	0.1
CO ₂ como CO ₂	0	26	62	0	15.84	0	0	0
S ₁ O ₂ como S ₁ O ₂	15	15	15	15	15	15	0.1	0.01

tabla 3

A = Agua Cruda
 B = Después de Cl
 C = Después de Alumbre.
 D = Después de Cal

E = Efluente del Catión
 F = Efluente del Desgasificador.
 G = Ef. del anion
 H = Ef. del Pulidor.

MODIFICACION DEL ANALISIS DEL AGUA POR LA ADICION DE AGENTES

QUIMICOS.

1o. Dosificación de cloro = 20 ppm. (Columna B).

a). Red. de alc. $1.4 \times 20 = 28$ ppm. CaCO_3

b). Incr. CO_2 como $\text{CO}_2 = 1.3 \times 20 = 26$

c). Incr. en Cl ppm. $\text{CaCO}_3 = 1.4 \times 20 = 28$

2o. Dosificación de Coagulante. (Columna C)

90 ppm.

a). Red. alc. = $90 \times 0.45 = 40.5$ ppm. CaCO_3

b). Incr. en CO_2 como $\text{CO}_2 = 0.4 \times 90 = 36$

c). Incr. en $\text{SO}_4 = 0.45 \times 90 = 40.5$ ppm. CaCO_3

3o. Adición de Cal. (Columna D).

Ca > alk.

Mg red a 80 ppm.

$\text{HCO}_3 - 0$

Na - 111

$\text{CO}_3 - 35$

OH — 0 a 10

Ca = \sum aniones - (Ca + Mg)

Cl — 111

$\text{SO}_4 - 327.5$

Diseño de los pulidores
(Estrato Aniónico)

Flujo = 225 gal/min.

El proveedor "A" ofrece usar	<u>IRA = 402</u>	
OH - 3		ppm CaCO ₃ 3
Cl - 2		2
<u>SiO₂ - 0.1 Como SiO₂</u>		<u>0.083</u> 5.083

Influente de Sílice - 0.016 fracción de: total de aniones.

Fuga de Sílice - 0.084 ppm. CaCO₃

Aniones totales intercambiables = TAE = 5.083

$$\frac{5.083}{17.1} = 0.29 \text{ gr /gal.}$$

duración del ciclo = 72 hrs.

∴ el total de aniones por ciclo es 281.3 Kgr/ciclo

Capacidad de la resina:

$$\text{TMA} = \frac{2}{5.084} = 39.4\% \Rightarrow 96\%$$

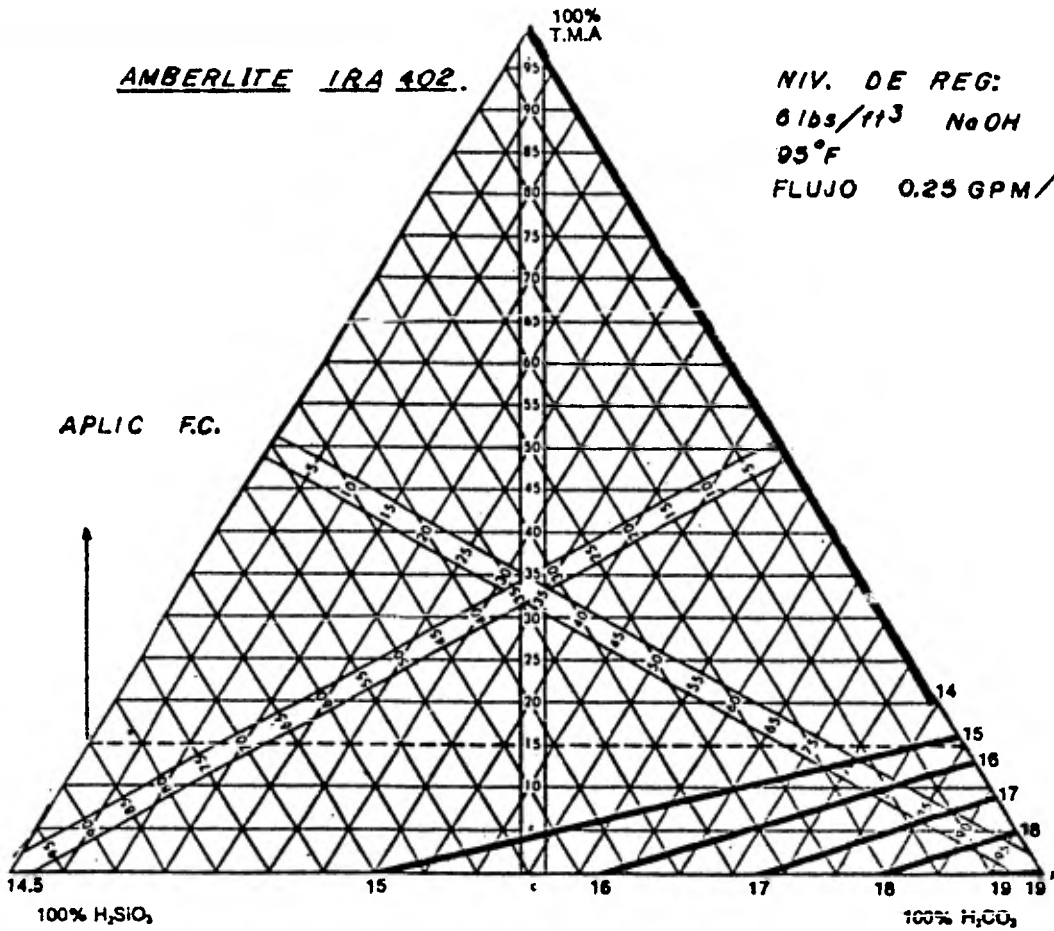
SiO₂ ⇒ 4%

a regeneración de 95°F se tiene; que con 6 lbs. de NaOH/Ft³

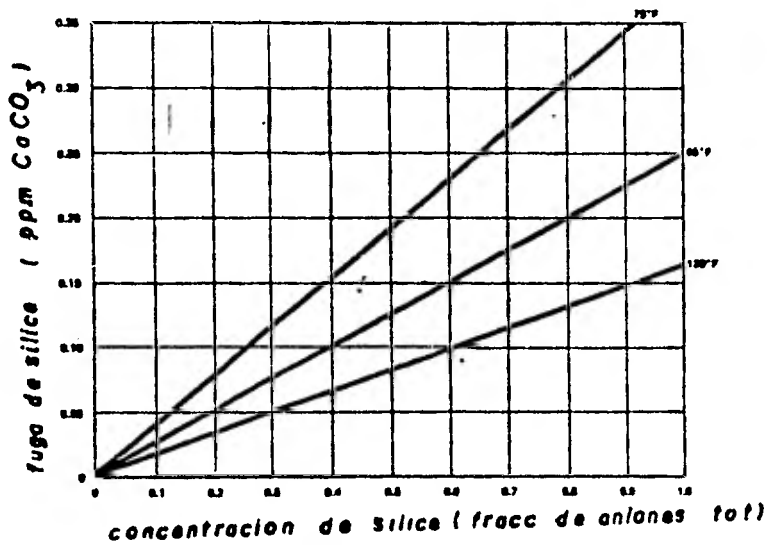
se consigue el nivel requerido. Fig. 13

AMBERLITE IRA 402.

NIV. DE REG:
 6 lbs/ft³ NaOH
 95°F
 FLUJO 0.25 GPM/FT³



FUGA DE SILICE



CURVA DE FACTOR DE CORRECCION

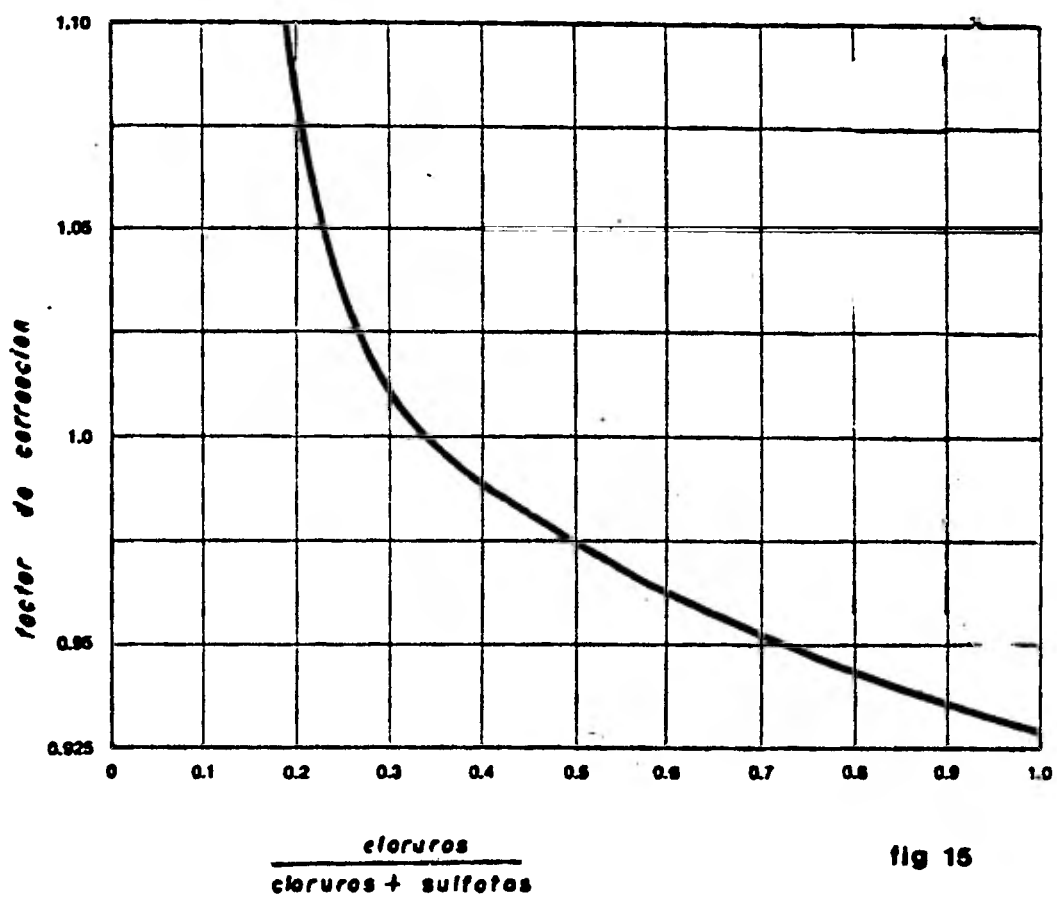


fig 15

$$\text{Capacidad} = 14 \text{ Kgr/ft}^3 \times 0.93 = 13.02 \text{ Kgr/ft}^3$$

para unidades mixtas se usa 80% de esta capacidad.

$$13.02 \times 0.8 = 10.41 \text{ kgr/ft}^3$$

$$\frac{281.3 \text{ kgr.}}{10.41 \text{ kgr./ft}^3} = 27.02 \text{ ft}^3 \text{ de resina.}$$

altura mínima requerida de resina = 2 ft.

$$\frac{27.02 \text{ ft}^3}{2 \text{ ft}} = 13.51 \text{ ft}^2$$

Area de la sección circular

$$r = \sqrt{\frac{13.51}{\pi}} = 2.07$$

usando un \emptyset comercial = 4 ft

$$A = 12.56 \text{ ft}^2$$

altura = 2.15 ft

(Estrato Cationico).

1R - 120 - Resina propuesta.

de la tabla # 4 la cual da el valor de capacidad de la resina.

(Esta tabla esta basada en 100% de Alcalinidad.)

Alc., %	Na. %	20 lb/ft ³		40 lb/ft ³		60 lb/ft ³	
		Capac., kgr/ft ³	Cation % fuga	Capac., kgr/ft ³	Cation % fuga	Capac., kgr/ft ³	Cation
0	0	11.9	1.5	18.9	0.4	23.7	0.2
	25	11.7	3.0	18.5	2.0	23.5	1.6
	50	12.2	6.5	19.4	3.9	23.8	3.0
	75	13.3	11.5	20.8	5.1	25.4	5.1
	100	14.9	29.0	22.9	13.1	27.9	7.9
50	0	12.4	1.0	19.5	0.5	25.1	0.4
	25	12.2	2.5	19.1	1.5	24.4	0.5
	50	12.6	4.0	20.2	1.7	24.8	1.0
	75	13.8	8.0	21.7	3.1	26.9	1.6
	100	15.3	20.0	23.9	5.9	28.9	2.2
100	0	12.7	0	20.4	0	25.7	0
	25	12.5	0	20.2	0	25.2	0
	50	13.1	0	20.8	0	25.9	0
	75	14.2	0	22.5	0	27.5	0
	100	16.0	0	24.7	0	29.7	0

tabla 4

Capacidad de la resina = $21.4 \times 0.8 = 17.12 \text{ kgr/ft}^3$

a 5 lb/ft^3 de ácido, TCE = cationes totales interc. = 5

$$\text{TCE} = \frac{5}{17.1} = 0.29 \text{ gr./gal.}$$

para c/3 días de duración de ciclo = 72 hrs.

. . . 281.3 kgr/ciclo

Volumen de resina requerido.

$$\frac{281.3 \text{ kgr/ciclo}}{17.12 \text{ kgr/ft}^3} = 16.4 \text{ ft}^3$$

Teniendo un área ya fijada por el cálculo de la parte aniónica del pulidor se tiene:

$$\frac{16.4 \text{ ft}^3}{12.56 \text{ ft}^2} = 1.3 \text{ ft.}$$

la profundidad mínima requerida es de 2 ft.

$$\frac{16.4 \text{ ft}^3}{2 \text{ ft}} = 8.2 \text{ ft}^2 \text{ del estrato catiónico.}$$

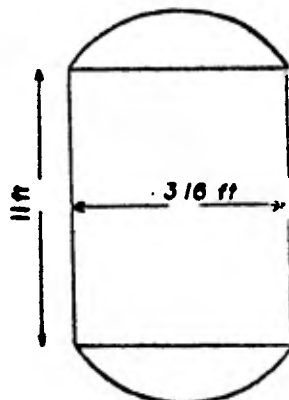
ajustando a un \varnothing comercial.

3 ft 2"; área = 7.876 ft^2

altura de las camas:

Catiónica = 2.08 ft.

Aniónica = 3.43 ft.



dimensiones aproximadas del recipiente pulidor: fig 16

Catiónica = 2.08 ft.

Aniónica = 3.43

100% esp.
libre = $\frac{5.51}{11.02} \text{ ft.}$

Requerimientos:

Retrolavado:

R & H recomienda 3 gal./min./ft² durante 15 minutos.

3 gal./min./ft² × 15 min. × 7.876 ft² = 354 gal.

Dilución del estrato aniónico.

6 lbs. NaOH al 4%

6 X 27.02 ft³ de resina = 162.12 lbs. de sosa

Si la sosa esta al 50%

162.12

162.12

324.24 lbs. totales.

162.12 - 4%

χ_0 - 100%

$\chi_0 = 4055$ lbs. total

4055

- 324.24

3,730 lbs. H₂O de dil. = 447 gal.

Sosa = 25.88 gal. al 50%

Tomando recomendación R & H 0.25 gal/min./ft³

27.02 ft³ X 0.25 gal./min./ft³ = 6.75 gal./min.

⊖ de regeneración : $\frac{447}{6.75} = 66.17$ min.

Flujo de agua a dilución 6.75 gal/min.

Flujo de sosa a dilución 0.4 gal./min.

Estrato catiónico.

5 lbs./ft³ de ácido sulfúrico al 4%

$$5 \text{ lbs./ft}^3 \times 16.4 = 82 \text{ lb. de ácido.}$$

El ácido viene acompañado de una cantidad de agua tal:

$$82 - 100$$

$$X_1 - 98 \therefore X_1 = 80.36 \text{ lbs. son de ácido.}$$

$$1.64 \text{ lbs. son de agua} \qquad 80.36 - 4\%$$

$$X_2 - 100$$

$$\therefore X_2 = 2009$$

$$\begin{array}{r} \therefore \quad 2009 \\ - \quad \underline{82} \\ 1927 \text{ lbs. de agua de dilución} = 231.0 \text{ gal.} \end{array}$$

a igual \ominus ; de la parte aniónica.

Se tiene:

3.5 gal/min. de agua.

0.082 gal/min. de ácido.

Desplazamiento (40% de espacio vacío).

$$27.02 \times 0.4 \times 7.48 = 80.84 \text{ gal.}$$

$$0.5 \times 7.87 \times 7.48 = \underline{29.43 \text{ gal.}}$$

$$110.2 \text{ gal.}$$

al mismo flujo de la etapa de reg.

$$\frac{110.2 \text{ gal.}}{6.75 \text{ gal/min.}} = 16.32 \text{ min.}$$

Lavado a drenaje - (25 gal/ft³ a 6 gal/min./ft²) rec. R & H

$$6 \text{ gal/min/ft}^2 \times 7.876 = 47.25 \text{ gal/min.}$$

$$25 \text{ gal /ft}^3 \times (27.02 + 16.4) = 1085.5 \text{ gal.}$$

$$\frac{1085.5}{47.25} = 23 \text{ minutos.}$$

Unimixing

$$10 \text{ ft}^3/\text{min.}/\text{ft}^2 \times 7.876 = 78.76 \text{ ft}^3/\text{min. de aire.}$$

durante 10 minutos.

$$787.6 \text{ ft}^3 \text{ de aire.}$$

Diseño de las unidades Aniónicas :

duración del ciclo 16 hrs.

∴ el flujo de cada ciclo será ;287416.96 gal/ciclo.

A esta cantidad hay que sumarle los requerimientos de Retrolavado Desplazamiento, Enjuague rápido del pulidor.

287,416.96
1,085.0
110.0
<u>354.0</u>
288,970.0

del análisis del efluente del desgasificador se tiene:

Cl	- 111 ppm. CaCO ₃	TMA =	89.9%
SO ₄	- 322.5 ppm. CaCO ₃	Sílice =	2.5%
CO ₂	- 15.84 ppm. CO ₂	Ac. débiles (CO ₂)	- 7.4%
SiO ₂	- 15 ppm. SiO ₂		
	<u>182 ppm. CaCO₃</u>		
Fuga	-0.1 como SiO ₂		
	-0.083 ppm. CaCO ₃		

Resina propuesta Ionac A-651 para 4 lbs. NaOH/ft³

$$W_a = (CO_2 + SiO_2) = 17.5 \text{ kgr/ft}^3$$

$$S_A = FMA = (SO_4 + Cl) = 18.7 \text{ kgr/ft}^3$$

$$Si \text{ WA } (\% CO_2 + SiO_2) + S_A (\% FMA) = \text{capacidad}$$

∴

$$(17.5 \times 0.1) + 18.7 \times .9 = 18.58 \text{ kgr/ft}^3$$

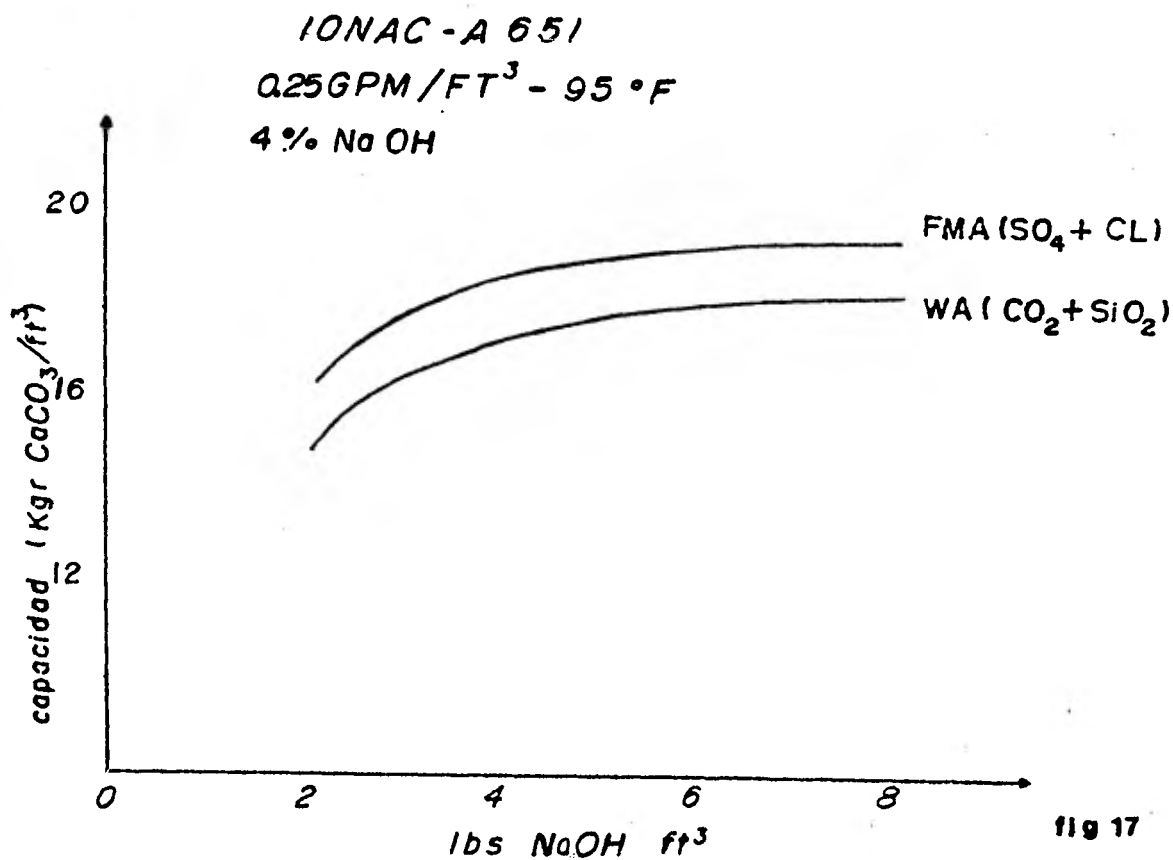


fig 17

% Sílice de entrada - 2.5% = 16 ppb = 0.016 ppm.

ppm. Na 5 ∴ f Na = 1.6

$$f_{rt} [95^{\circ}F] = 1$$

$$16 \times 1 \times 1.6 = 25.6 \text{ ppb} = 0.025 \text{ ppm.}$$

$$482 \text{ ppm}/17.1 = 28.18 \text{ gr/gal.}$$

$$288970 \text{ gal.} \times \frac{28.18 \text{ gr.}}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ kgr.}}{1000 \text{ gr.}} = 8144 \text{ kgr.}$$

Capacidad 18.58 kgr/ft³

$$\text{Volúmen de resina: } \frac{8144 \text{ kgr.}}{18.58 \text{ kgr/ft}^3} = 438 \text{ ft}^3 \text{ de IONAC A651}$$

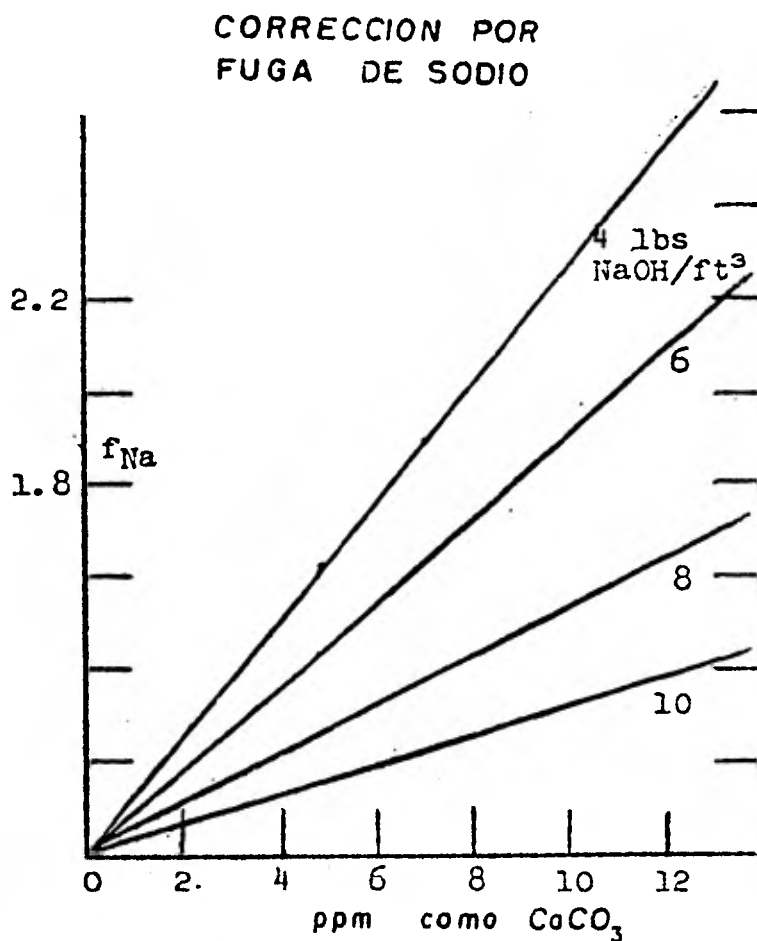


fig 18

IONAC - A 651

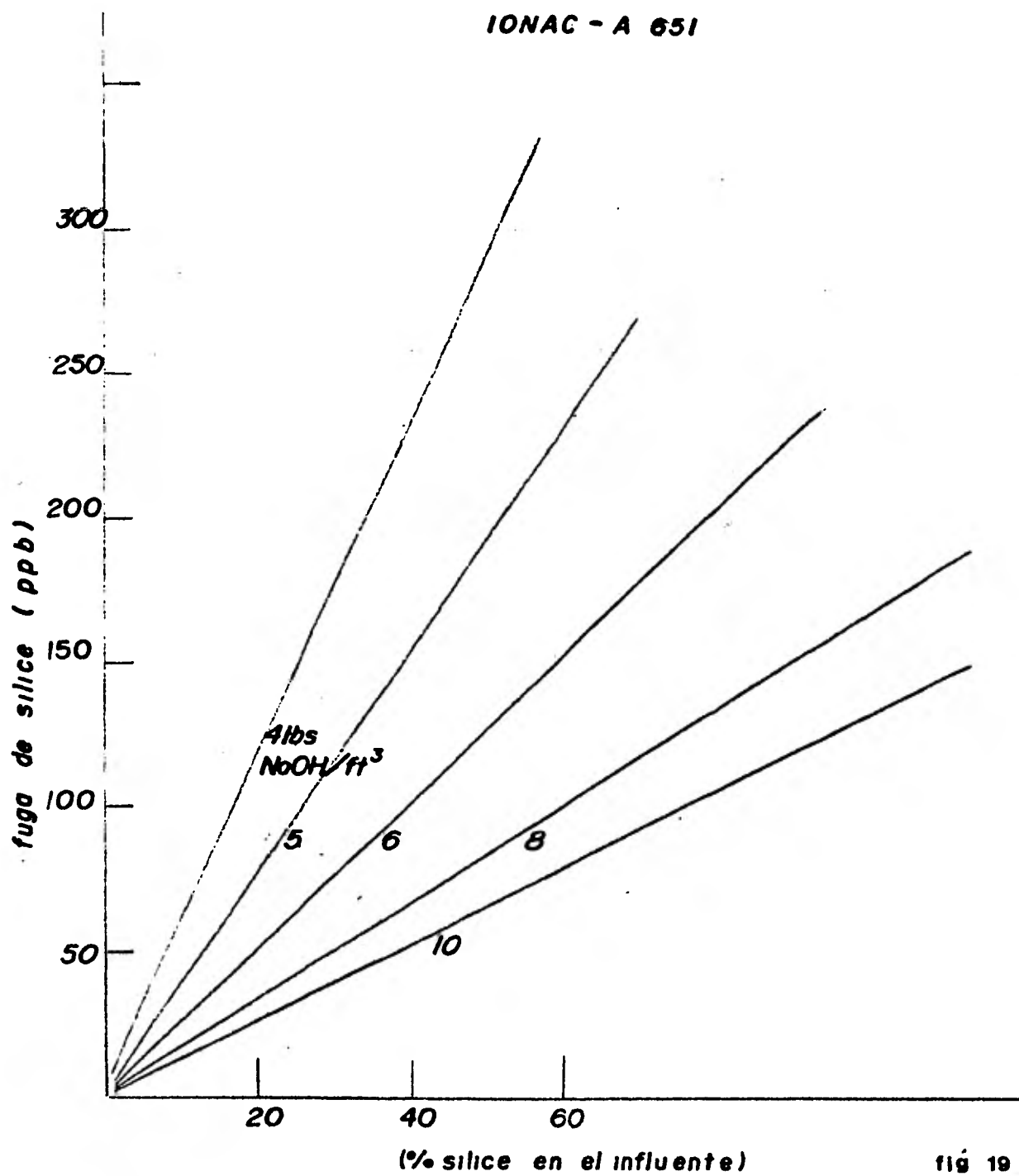


fig 19

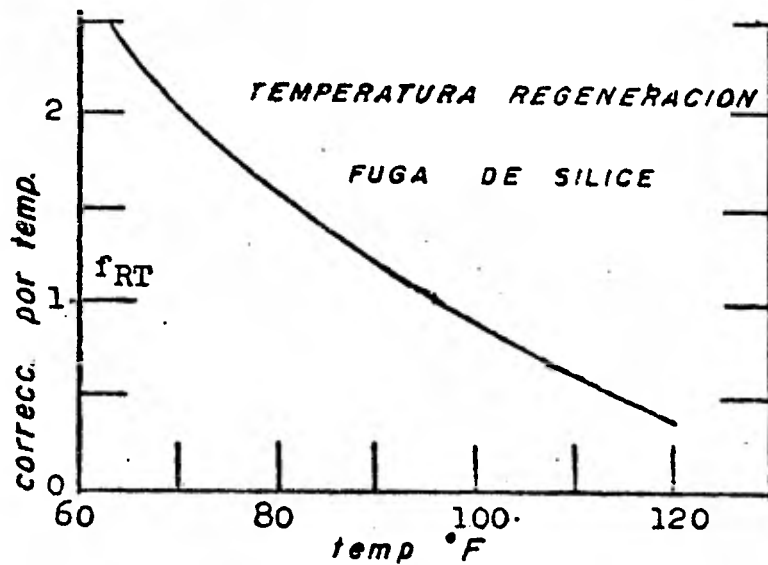


fig 20

Recomendación de flujo de servicio 6 gal/min/ft².

$$\frac{288,970 \text{ gal.}}{16 \text{ hrs.}} \times \frac{1 \text{ hr.}}{60 \text{ min.}} = 300 \text{ gal/min.}$$

$$\frac{300 \text{ gal/min.}}{6 \text{ gal/min./ft}^2} = 50 \text{ ft}^2$$

$$r = \sqrt{\frac{50 \text{ ft}^2}{\pi}} = 3.98 \text{ ft} \therefore \Rightarrow 4 \text{ ft}$$

$$A = 50.26 \text{ ft}^2$$

$$h = \text{altura } 8.71 \text{ ft.}$$

Retrolavado - 2 gal/min/ft² - 10 minutos

$$\text{Gasto} = 1005.2 \text{ gal}$$

Regeneración

$$4 \text{ lbs. sosa/ft}^3$$

∴

$$4 \times 438 = 1752 \text{ lbs. de sosa}$$

1752 - 4%

$\lambda_3 = 100\% \therefore \lambda_3 \cdot 43,800 \text{ lbs. totl.}$

$$- \frac{3,504}{40,296 \text{ lbs. H}_2\text{O de dilución} = 4830 \text{ gal.}$$

280 gal. de sosa al 50%

Flujo recomendado de inyección : 0.25 gal/min/ft³

$$0.25 \times 438 = 109.5 \text{ gal/min.}$$

$$\frac{5110 \text{ gal}}{109.5 \text{ gal/min.}} = 47 \text{ min.}$$

Flujo de sosa = 6 gal/min.

Flujo de agua = 108 gal/min.

Desplazamiento : (40 % de espacios vacios)

$$438 \text{ ft}^3 \times 0.4 \times 7.48 \text{ gal/ft}^3 = 3276 \text{ gal.}$$

siguiendo con el mismo flujo de dilución.

$$\frac{3276 \text{ gal.}}{108 \text{ gal/min.}} = 30.33 \text{ min.}$$

Lavado a drenaje - Recomendado - igual al flujo de oper.

$$6 \text{ gal/min/ft}^2 \times 50.26 \text{ ft}^2 = 301.56 \text{ gal/min.}$$

El flujo total recomendado por IONAC correspondiente a desplazamiento y lavado rápido es 75 gal/ft³.

$$75 \times 438 = 32850 \text{ gal.}$$

Si el Desplazamiento es: 3276 gal.

∴ Lavado a drenaje = 32850 - 3276 = 29574

$$\frac{29574 \text{ gal.}}{301.56 \text{ gal/min.}} = 98 \text{ min.}$$

Diseño del recipiente. - (75% de espacios libres.)

$$\begin{array}{r} 0.75 \times 8.17 \text{ ft} \\ + \quad \underline{8.17 \text{ ft}} \\ 14.3 \text{ ft de parte recta} \end{array}$$

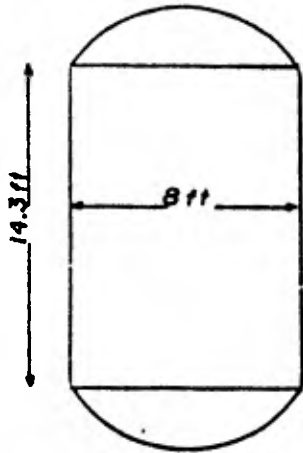


fig 21

2 unidades - 1 operación
1 regeneración.

Diseño de Unidades Catiónicas.

Resina propuesta IONAC C-242

% Na = 23.4 %

Mg/dureza total. = 16.85%

% Alcalinidad = 7.37 %

Fuga = 5 ppm.; % Aniones fuertes = 0.92

∴ Fuga - (%) de aniones.

$$5 - 0.92 = 4.08$$

$$\text{Regeneración} = 5 \text{ lbs./ft}^3$$

$$\text{Capacidad} = 18 \text{ kgr./ft}^3$$

Flujo de agua a tratar: consiste en el flujo normal: 287416.9 gal.
más los requerimientos de servicios a la unidad aniónica.

que son 38685 gal. + 678 gal. de agua descationizada.

que es usada para regeneración del pulidor:

$$\text{TOT} = 326779.9 \text{ gal} ; \text{ Del análisis de agua } \tau \text{ TCE} = 474.5 \text{ ppm.}$$

$$\text{TCE} = 326779.9 \times \frac{474.5}{17.1 \times 1000} = 9067 \text{ kgr./ciclo.}$$

$$\frac{9067 \text{ kgr.}}{18 \text{ kgr./ft}^3} = 503.38 \text{ ft}^3 \text{ de IONAC C-242}$$

Usando un \emptyset similar al de la unidad aniónica.

$$\emptyset \text{ propuesto} = 10 \text{ ft} \quad A = 78.53 \text{ ft}^2$$

$$\frac{503.38}{78.53} = 6.4 \text{ ft de alto.}$$

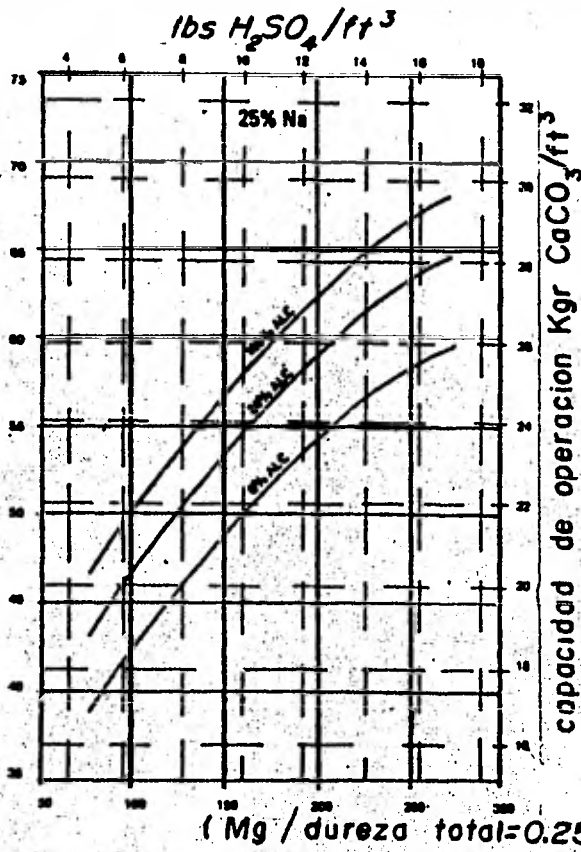
Retrolavado : de 50 a 75% de expansión de la cama.

$$\text{Tomando } 6 \text{ gpm/ft}^2$$

(Fig. # 24)

$$6 \times 78.53 = 471.18 \text{ gpm}$$

$$10 \text{ minutos} ; 4711.8 \text{ gal.}$$



IONAC-C 242
REGENERACION:
100% $\text{lbs H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3$

fig 22

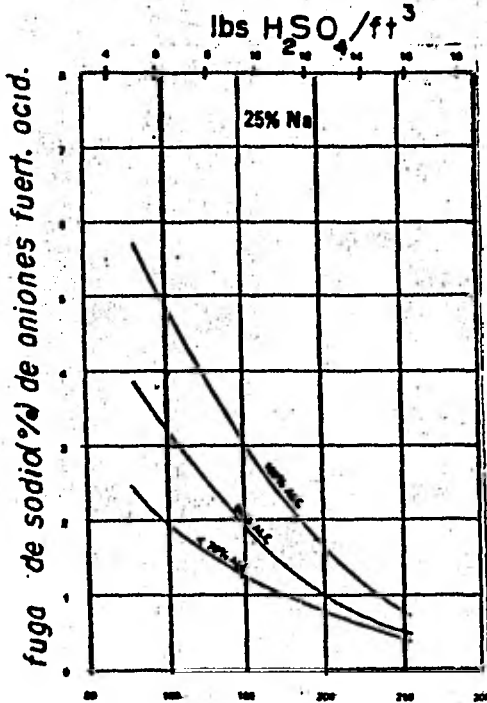


fig 23

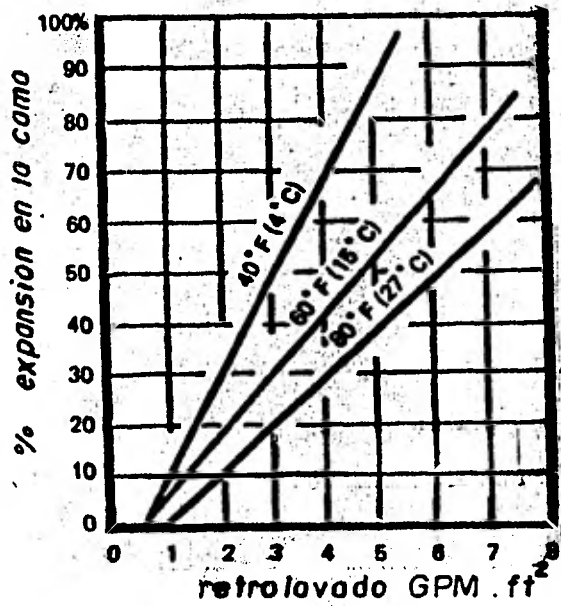


fig 24

REGENERACION:

$$5 \text{ lbs/ft}^3 \times 503.38 \text{ ft}^3 = 2517 \text{ lb H}_2\text{SO}_4$$

HACIENDO LA REGENERACION EN :

2 PASOS

1/2 al 2%

1/2 al 4%

$$\frac{2517}{2} = 1258.5 \text{ lbs.}$$

1258.5 - 2%

X_4 - 100%

$$X_4 = 62900$$

1258.5 - 100%

X_5 - 98%

$$X_5 = 25.67 \text{ lbs. H}_2\text{O}$$

que acompañan al ácido

62900

- 1258.0

- 26

61616 lbs. de agua de dilución = 7386 gal.

lbs. de ácido de 98% = 83.64 gal.

Flujo recomendado = 0.75 gpm/ft³ por IONAC.

0.75 X 503.38 = 376 gpm. de agua

$\frac{7836 \text{ gal}}{376 \text{ gpm.}}$ = 19.64 min. ; dilución de ácido = 4.25 gal/min.

Dilución para 4%

$$1258 - 4\%$$

$$X - 100\% \quad X = 31450$$

$$- 1258$$

$$= \frac{26}{}$$

30166 lbs.de H₂O de dil

∴ a la misma velocidad:

$$\frac{30166}{62.4} \times \frac{7.48}{19.64} = 184 \text{ gpm. de agua de dilución}$$

$$\text{Acido} = 4.25 \text{ gpm.}$$

Desplazamiento: Flujo recomendado 0.375 gpm./ft³.

$$503.38 \times 0.375 = 188.2 \text{ gpm.}$$

Volúmen recomendado 1.5 BV

en donde BV = volúmen de cama.

$$1.5 \times 503.38 = 755.07 \text{ ft}^3 = 5647 \text{ gal.}$$

$$\frac{5647}{188.26} = 30 \text{ minutos de desplazamiento.}$$

Lavado a Drenaje : Recomendado 1.25 gpm./ft³.

$$1.25 \times 503.38 = 629 \text{ gpm.}$$

Volúmen recomendado GBV

$$6 \times 503.38 \times 7.48 = 22591.6 \text{ gal.}$$

$$\frac{22591.6}{629} = 36 \text{ minutos.}$$

DIMENSIONES APROX. DE LA UNIDAD CATIONICA.

6.4 ft. de resina

$\frac{6.4 \times 0.75}{11.2}$ ft de altura

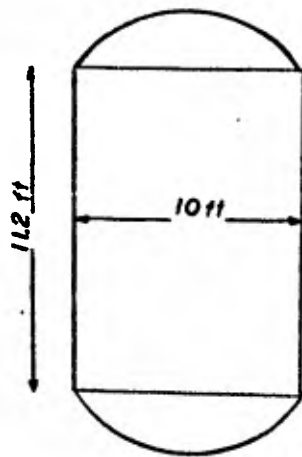


fig 25

ANALISIS DEL PROVEEDOR "B"

	A	B	C	D	E	F	G	H
Ca.	300	300	300	300	0	0	0	0
Mg.	139	139	139	139	0	0	0	0
Na.	111	111	111	111	5	5	5	0.1
H	0	0	0	0	407	407	0	0
CATIONES	550	550	550	550	412	412	5	0.1
HCO ₃	180	166	138	138	0	0	0	0
CO ₃	0	0	0	0	0	0	0	0
OH	0	0	0	0	0	0	5	.1
Cl	83	97	97	97	97	97	0	0
SO ₄	287	287	315	315	315	315	0	0
ANIONES	550	550	550	550	412	412	5	.1
CO ₂ como CO ₂	0	13	37.8	37.8	98.5	0	0	0
SiO ₂ como SiO ₂	15	15	15	15	15	15	.1	0.01

tabla 5

- | | |
|------------------------------------|-----------------------|
| A. Agua Cruda | E. Ef. cama catiónica |
| B. Adición de cloro | F. Ef. Desgasificador |
| C. Adición de Coagulante. | G. Ef. Cama aniónica. |
| D. Dosif. de Ca(OH) ₂ . | H. Ef. Pulidor. |

Modificación al análisis del agua cruda por la adición de agentes químicos.

Adición de Cloro: propone adicionar 10 ppm.

Red. Alc. $1.4 \times 10 = 14.0$ ppm. CaCO_3

Incr. CO_2 como $\text{CO}_2 = 1.3 \times 10 = 13$

Incr. Cl = $1.4 \times 10 = 14$ ppm. CaCO_3 (Resultados: en la columna "B" del análisis).

Dosificación de coagulante ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$)

62 ppm.

∴ Red alc = $0.45 \times 62 = 27.9$ ppm. CaCO_3

Incr. $\text{CO}_2 = 0.4 \times 62 = 24.8$ como CO_2

Incr. $\text{SO}_4 = 0.45 \times 62 = 27.9$ ppm CaCO_3

(Resultados; en la columna "C" del Análisis)

Diseño del Pulidor. (RESINA IRA-402) Estrato Aniónico.

Influente de SiO_2 (ppm. CaCO_3) - 0.083

Fuga de SiO_2 (ppm. CaCO_3) - 0.0083

Temp. de regeneración = 95°F

Concentración de sílice = $\frac{0.083}{5.083} = 1.6\%$

Nivel de regeneración : 6 lbs. / ft^3

Capacidad = $14.5 \times 0.8 = 11.6$ kg/ ft^3

TAE = $\frac{5.083}{17.1} = 0.29$ gr./gal.

Tiempo de duración del ciclo = 144 hrs.

total de aniones intercambiables por ciclo. - 526 kgr.

Volúmen de resina requerido.

$$\frac{526}{11.6} = 48.5 \text{ ft}^3$$

Estrato Catiónico :

Resina propuesta IR 120

Regeneración con HCl

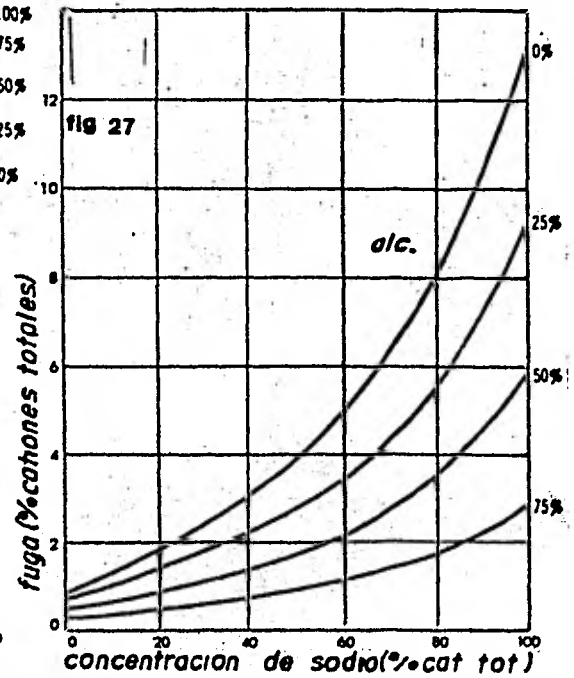
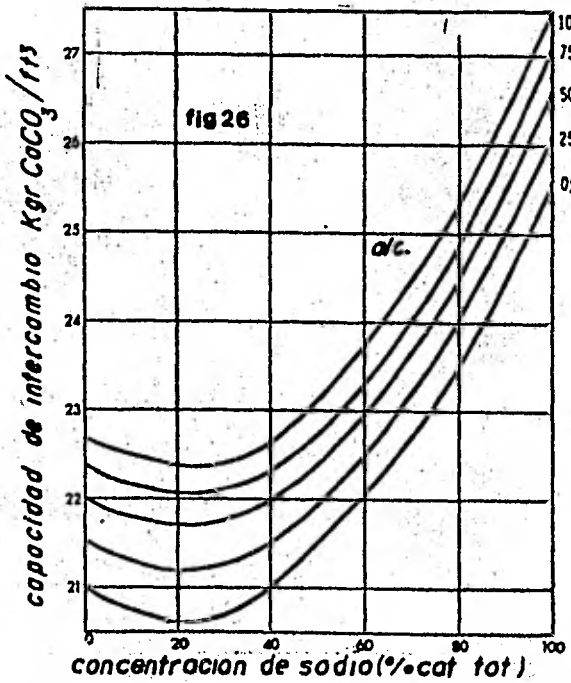
Na - 5 ppm. CaCO_3

alcalinidad-100 %

Fuga - 2%

Cantidad de cationes interc. = 567.2 kg.

AMBERLITE IR 120 PLUS
NIVEL DE REG.: 4 lbs/ft³ HCL 100%
: 13.3 lbs/ft³ = 30%



Capacidad $27.5 \times 0.8 = 22 \text{ kgr/ft}^3$

$$\text{Volúmen : } \frac{567.2}{22} = 25.78 \text{ ft}^3$$

Teniendo una altura de 2 ft mínimo; para el estrato catiónico.

$$\frac{25.78 \text{ ft}^3}{2 \text{ ft}} = 12.9 \text{ ft}^2$$

$$\therefore A = \pi r^2 \Rightarrow \phi = 4.05 \text{ ft}$$

Ajustando a un ϕ comercial = 4 ft; Area = 12.57 ft².

altura del estrato Aniónico = 3.85 ft.

Regeneración simultánea.

Para sosa $6 \text{ lbs./ft}^3 \times 48.5 = 291 \text{ lbs.}$

291

291

582 lbs. totales

291 - 4 %

$\chi_0 = 100 \%$

$\chi_0 = 7275 \text{ lbs.}$

7275

- 582

6693 lbs. de agua de dilución = 802.3 gal.

y ; 46.5 gal. de sosa.

- 60 minutos de contacto.

$$\frac{802.3}{60} = 13.37 \text{ gal/min. de agua}$$

$$\frac{46.5}{60} = 0.77 \text{ gal/min. de sosa.}$$

la concentración de regeneración de HCl debe ser de 15%

∴ partiendo de 30% (concentración común de venta de HCl)

$$f = 1.14 \times 62.4 \times \frac{1}{7.48} = 9.51 \text{ lb/gal.}$$

$$13.3 \text{ lbs. (30\%)/ft}^3 \times 23.78 \text{ ft}^3 = 342.8 \text{ lbs. de ácido.}$$

$$342.8 - 100\%$$

$$x_7 = 30\% \quad \therefore \quad x_7^* = 102.8 \quad \therefore$$

Estrato Cat. - 2ft.

Estrato Anión-3.85 ft.

$$100\% \quad \frac{5.85}{11.7 \text{ ft.}}$$

$$102.8 - 15\%$$

$$x_8 = 100\%$$

$$x_8 = 685 \text{ lbs.}$$

$$685 - 342.8 = 342.2 \text{ lbs. de agua de dilución.}$$

Flujo

$$\frac{42.6}{60} = 0.68 \text{ gal/min. de ácido.}$$

$$\frac{36}{60} = 0.6 \text{ gal/min. de agua.}$$

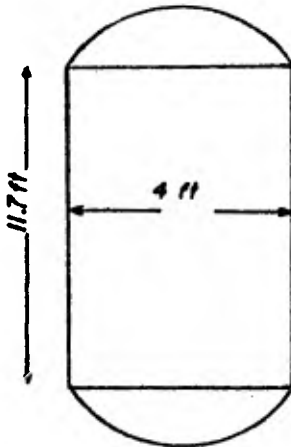


fig 28

Retrolavado. Flujo recomendado 3 gal/min./ft². durante 15 minutos.

$$3 \text{ gal/min/ft}^2 \times 12.57 \text{ ft}^2 \times 15 \text{ min.} = 565.6 \text{ gal.}$$

a una vel. de 37.71 gal/min.

Desplazamiento con el flujo de regeneración.

$$48.5 \times 0.4 \times 7.48 = 145.1$$

$$12.57 \times 0.5 \times 7.48 = \underline{47}$$

192 gal.

Con el mismo flujo de regeneración :

$$\frac{192}{13.35} = 14.36 \text{ min.}$$

lavado rápido = 25 gal./ft³. de ambas resinas a 6 gal/min./ft².

Res. An. 48.5 ft³.

Res. Cat. $\frac{25.78 \text{ ft}^3}{74.28 \text{ ft}^3}$.

$$74.28 \times 25 = 1857 \text{ gal.}$$

$$6 \text{ gal/min./ft}^2 \times 12.57 = 75.42$$

$$\frac{1857}{75.42} = 24.6 \text{ min.}$$

Diseño de la unidad Aniónica. (Tiempo de ciclo = 16 hrs.)

Resina propuesta IRA-402 ; a 95°F de Regeneración del

análisis del agua:

Cl - 97 ppm. CaCO₃

SO₄ - 315 ppm. CaCO₃

$$\text{TEA} = 424.45 \text{ ppm.} = 24.82 \text{ gr/gal.}$$

H₂SiO₃ - 12.45 ppm. CaCO₃

AMBERLITE IRA 402

NIVEL DE REG:

4 lbs/ft³ NaOH

95°F

FLUJO 0.25 GPM/FT³

APLIC. F.C.

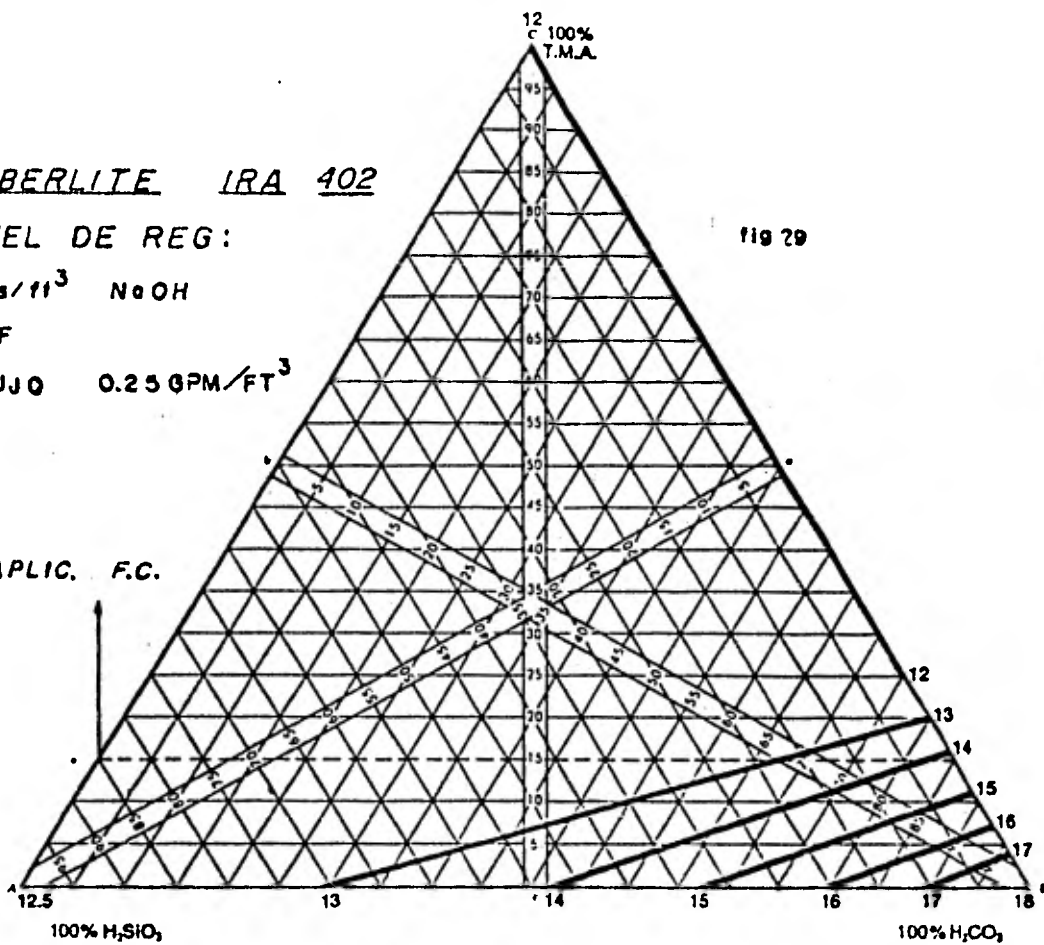


fig 29

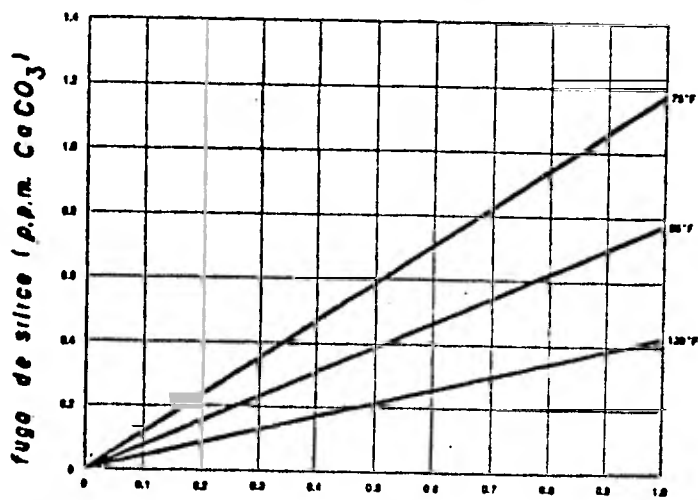


fig 30

concentracion de silica (frac. de aniones tot)

Flujo de operación recomendado 5 gal/min/ft².

Area = 60.13 ft²; ϕ = 8'9" altura 9.41 ft.

Retrolavado 3 gal/min/ft². durante 15 minutos.

3 X 60.13 X 15 = 2705 gal.

a un flujo de 3 X 60.15 = 180 gal/min.

Regeneración con sosa:

4 lbs./ft³. X 566 ft³. = 2264 lbs. de sosa

∫. sosa 50% = 1.5 X 62.4

2264
2264

4528 lbs.

$\frac{4528}{62.4 \times 15} \times 7.48 = 361.85$ gal de sosa

dilución al 4%

2264 - 4%

X_g 100% X_g = 56600 lbs. tot.

$-\frac{4528}{52072}$ lbs. de agua de dil.

$\frac{52072}{62.4} \times 7.48 = 6241$ gal. agua

Flujo de regeneración recomendado.

1.00 gal/min./ft².

1 X 60.13 = 60.13 gal/min.

$\frac{6241}{60.13} = 103.79$ min

Flujo de sosa = 3.48 gal/min.

Desplazamiento (40% espacios vacios)

$$566 \times 0.4 \times 7.48 = 1693.4$$

$$60.13 \times 0.5 \times 7.48 = \frac{224.8}{1918.28 \text{ gal.}}$$

al mismo flujo de reg:

$$\frac{1918.28}{60.13} = 32 \text{ min.}$$

Lavado rápido

$$80 \text{ gal/ft}^3 \times 566 \text{ ft} = 45280 \text{ gal.}$$

$$\text{flujo } 3 \text{ gal./min/ft}^3 \times 566 = 1698 \text{ gal/min.}$$

$$\frac{45280}{1698} = 26.66 \text{ min.}$$

Dims. aprox. U. Aniónica.

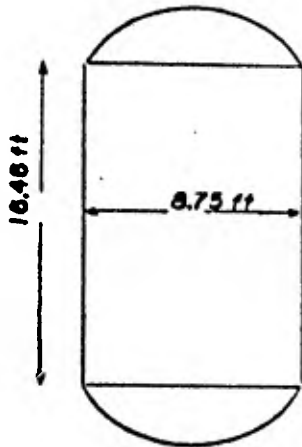


fig 31

$$9.41 + (9.41 \times 0.75) = 16.4 \text{ ft}$$

Diseño de la Unidad Catiónica.

Regeneración HCl

del análisis tenemos:

Ca 300 ppm. CaCO₃
Mg 139 " "
Na 111 " "
 550; fuga = 5 ppm. ⇒ % = 1%
 % Na = 20%

Resina propuesta IR-120 ; con 16.7 lbs. (30%) / ft³.

Capacidad 24.2 kg/ft³.

$$\text{TCE} = \frac{550}{17.1} = 32.16 \text{ gr./gal.}$$

Flujo de diseño	287416.9
	802.0
	41.0
	2705.0
	6241.0
	1918.0
	<u>45280.0</u>
	344500.2

$$344500.2 \text{ gal/ciclo} \times 32.16 \text{ gr./gal.} \times 1 \text{ kgr/1000gr} = 11079 \text{Kgr}$$

$$\frac{11079 \text{ kgrs.}}{24.2 \text{ kgr/ft}^3} = 457.8 \text{ft}^3. \text{ de resina.}$$

utilizando un \emptyset similar al de la Unidad Aniónica.

$$\frac{457.8 \text{ ft}^3.}{60.13 \text{ft}^2.} = 7.61 \text{ ft. de altura.}$$

Retrolavado - flujo recomendado (15 minutos)

6 gal/min/ft².

6 gal/min/ft². = 360.78 gal/min. X 15 = 5411.7 gal.

Regeneración:

16.7 lbs. al 30%/ft³.

16.7 X 457.8 = 7645.2 lbs.

7645.2 - 100%

X₁₀ - 30%

X₁₀ = 2293

2293 15%

X₁₁ 100% X₁₁ = 15286 lbs. totales

15286

- 7645

7641.6 lbs. de agua de dilución.

Flujo de Acido:

$$\frac{7645.2 \times 7.48}{62.4 \times 1.14 \times 1} = 804 \text{ gal.}$$

Flujo de agua:

$$\frac{7641.6 \times 7.48}{62.4} = 916 \text{ gal. ; Tiempo de reg. } 23.2 \text{ min.}$$

Desplazamiento (40%)

$$0.4 \times 457.8 \times 7.48 = 1369$$

$$0.5 \times 7.48 \times 60.13 = \frac{224}{1594} \text{ gal}$$

al mismo flujo de dil.:

$$\frac{1594}{131 \text{ gal/min.}} = 12.16 \text{ min.}$$

Lavado rápido.

60 gal/ft³. X 457.8 = 27468 gal. a 6 gal/min./ft².

Flujo = 360 gal/min.

Tiempo = 76.1 min.

AMBERLITE IR-120: NIVEL DE REGENERACION; 16.7 lbs/ft³ de HCL (30%)

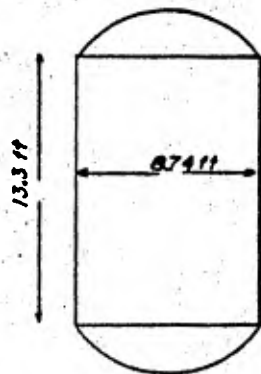
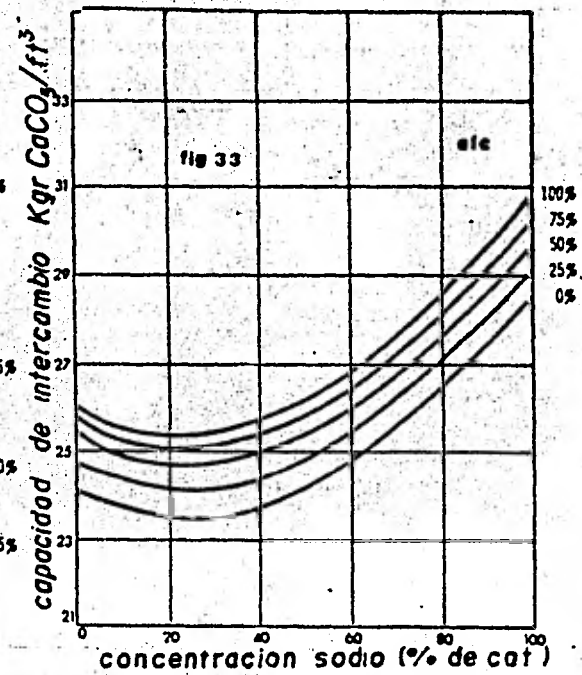
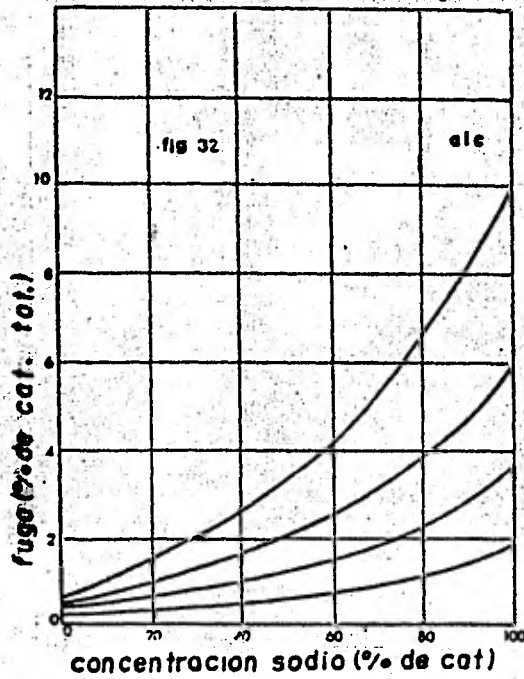


fig 34

ANALISIS DEL PROVEEDOR "C".

	A	B	C	D	E	F	G	H
Ca.	300			300	0	0	0	0
Mg.	139			111	0	0	0	0
Na.	111			139	5	5	5	0.1
H	0			0	365	365	0	0
CATIONES	550			550	370	370	0	0.1
HCO ₃	180			180	0	0	0	0
CO ₃	0			0	0	0	0	0
OH	0			0	0	0	3	0.1
Cl	83			83	83	83	1	0
SO ₄	287			287	287	287	0	0
ANIONES	550			550	370	370	5	0.1
CO ₂ como CO ₂	0			0	792	5	0	0
SiO ₂ como O ₂	15			15	15	15	0.1	0.01

tabla 6

- A. Análisis de agua cruda.
- * B. Después de adicional Cl.
- * C. Después de adicional Coag.
- D. Después de adicional Cal.
- E. Efluente Catiónica.
- F. Efluente Desgasificador.
- G. Efluente Aniónico.
- H. Efluente Pulidor.

* Sin datos de dosificación

Diseño del pulidor.

Del análisis ;

(ESTRATO ANIONICO)

OH - 3 ppm. CaCO_3 ;

Cl - 2 ppm. CaCO_3

Nivel de reg: 6lbs./ft³.

Sílice - 0.083

a 95°F.

Fuga - 0.0083

TEA = 5.083 = 0.297 gr/gal.

Capacidad:

$$14.0 \times 0.8 = 11.2 \text{ gr/gal.}$$

$$\therefore 562 \text{ kgr.}$$

(Estrato Catiónico) (IR 120)

de la tabla (6)

$$5 \text{ lbs/ft}^3. \therefore \text{Cap.} = 21.4 \text{ kg/ft}^3. \times 0.8 = 17.12 \text{ kgr/ft}^3.$$

$$\frac{5}{17.1} = 0.30 \text{ gr/gal.}$$

$$\text{TCE} = 582 \text{ kgr/ciclo}$$

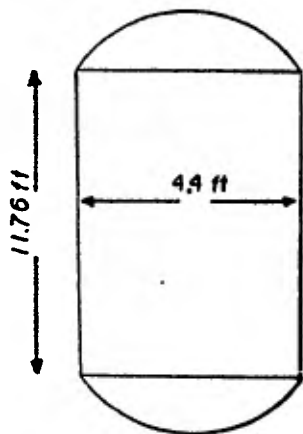


Fig 35

Estrato Aniónico : IRA 402 (Fig. 13)

$$\frac{562}{11.2} = 50.23 \text{ ft}^3.$$

Estrato Catiónico.

$$\frac{582}{17.12} = 40 \text{ ft}^3.$$

Flujo recomendado = 15 gal./min./ft².

$$\text{Area} = 15.32 \text{ ft}^2.; \text{ } \phi = 4'5''$$

Retrolavado - 3 gal/min/ft². (15 min.)

$$\text{Flujo} = 45.96 \text{ gal/min.}$$

$$= 690 \text{ gal.}$$

Regeneración : 6 lbs. / ft³

$$48.1 \text{ gal. de sosa}$$

$$831 \text{ gal. de agua de dil.}$$

Tiempo de contacto = 60 min.

Desplazamiento

$$50.23 \times 7.48 \times 0.4 = 150.2$$

$$15.32 \times 7.48 \times 0.5 = \frac{57.3}{207.5 \text{ gal.}}$$

Tiempo = 15 minutos.

Flujo a dren. 25 gal./ft³. a 6 gal./min./ft².

$$\therefore 2255 \text{ gal.}$$

$$0 = 24.5 \text{ min}$$

Estrato Catiónico.

5 lbs. /ft³. X 40 ft³. = 200 lbs. H₂SO₄

4700 lbs. de agua de dil. = 563 gal. de agua

200 lbs. de H₂SO₄ = 13.31 gal. ácido.

Tiempo de contacto = 60 minutos

Flujo de ácido : 0.22 gal./min.

Flujo de agua : 9.96

Diseño de la unidad Aniónica. (Tiempo de duración del ciclo = 16 hrs.).

Flujo de diseño = 290566.7 RESINA IRA 402

Cl . - 83 ppm. CaCO₃

SO₄ - $\frac{287}{370}$ ppm. CaCO₃

Sílice = 12.45 ppm. CaCO₃

% TMA = 370 \Rightarrow 96.7% TEA = 22.36 gr./gal.

% Sílice = 3.25%

$$290566 \text{ gal} \times 22.36 \text{ gr./gal.} \times \frac{1 \text{ kgr.}}{1000 \text{ gr.}} = 6497 \text{ kgr.}$$

Cap. = 14 X 1.05 = 14.7 kgr/ft³.

$$\frac{6497}{14.7} = 441 \text{ ft}^3. \text{ de resina}$$

$$\frac{290566.7}{16 \text{ hrs.}} \times \frac{1 \text{ hrs.}}{60 \text{ min.}} = 302 \text{ gal.}$$

a un flujo de 5 gal/min. ft².

$$\frac{302}{5} = 60.53 \text{ ft}^2.$$

Area comercial = 60.13 ft².

Altura de la cama = 7.33 ft.

Retrolavado = 3 gal./min./ft². durante 15 minutos.

$$3 \text{ gal./min./ft}^2 \cdot X 15 \cdot X 60.13 = 2705 \text{ gal.}$$

a 180 gal./min.

Regeneración :

$$6 \text{ lbs./ft}^3 \cdot X 441 \text{ ft}^3 = 2646 \text{ lbs. de sosa}$$

$$2646$$

+

$$\frac{2646}{5292 \text{ lbs.}}$$

$$2646 - 4\%$$

$$X_{12} - 100\% \quad X_{12} = 66150$$

$$\frac{5292}{60858 \text{ lbs. de agua}}$$

$$\text{Flujo de agua} = \frac{60858}{62.4} \cdot X 7.48 = 7295 \text{ gal.}$$

$$\text{Flujo de sosa} = \frac{5292}{62.4 \cdot X 1.5} \cdot X 7.48 = 423 \text{ gal. al } 50\%$$

Flujo de regeneración :

$$0.25 \text{ gal./min./ft}^3 \cdot X 441 = 110.25 \text{ gal./min.}$$

Tiempo de regeneración :

$$\frac{7295}{110.25} = 66.16 \text{ min.}$$

Desplazamiento : (40%)

$$0.4 \cdot X 441 \cdot X 7.48 = 1320$$

$$0.5 \cdot X 60.13 \cdot X 7.48 = \frac{224}{1544 \text{ galones.}}$$

al mismo flujo de reg.:

$$1544 \text{ gal./}110.25 \text{ gal./min.} = 14 \text{ min.}$$

Lavado a drenaje - 5 gal./min./ft³. (de 40 a 90 gal./ft³.)

$$80 \cdot X 441 = 35280 \text{ gal.}$$

$$5 \text{ gal./min./ft}^3 \cdot X 441 = 2205 \text{ gal./min.}$$

$$\frac{35280}{2205} = 16 \text{ minutos.}$$

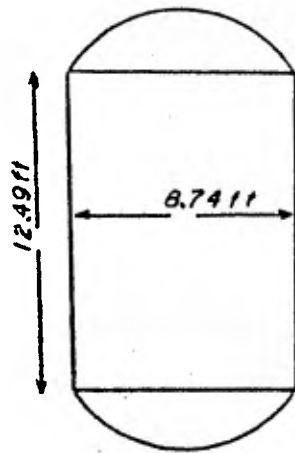


FIG 36

Diseño de la unidad catiónica:

Resina propuesta IR-120

% Na. = 25%

(Duración del ciclo) = 16 hrs.

% Alcalinidad = 32%

fuga = 5 ppm. $\text{CaCO}_3 \approx 2\%$

Nivel de regeneración 8 lbs. $\text{H}_2\text{SO}_4/\text{ft}^3$.

$$\text{TCE} = \frac{550}{17.1} = 32.16 \text{ gr./gal.}$$

Flujo	288000
	2705
	7295
	1544
	35280
	1394
	336218 gal.

$$336218 \times \frac{32.16}{1000} = 10814 \text{ kgr./ciclo}$$

Nivel de regeneración = 8lbs./ft³. de H_2SO_4

Volúmen de resina requerida = 670 ft³.

Capacidad = 17.6 kgr./ft³.

Con estos valores las dims. aproximadas de la unidad serán:

$$\varnothing = 11'5''; \text{Area} = 103.86 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Altura} = 6.45 \text{ ft.}$$

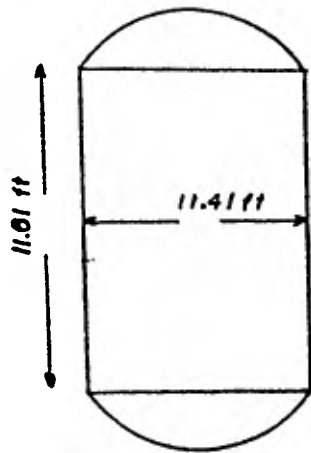


Fig 37

Retrolavado : (6 gal/min./ft². durante 15 minutos) Recomendado.

$$6 \text{ gal/min./ft}^2 \times 15 \text{ min.} \times 103.86 \text{ ft}^2 = 9347 \text{ gal.}$$

Regeneración :

$$8 \text{ lbs./ft}^3 \times 670 = 5360 \text{ lbs. de ácido.}$$

la mitad al 2%

la mitad al 4%

$$\frac{5360}{2} = 2680 \text{ lbs. de ácido.}$$

2680 - 100%

X₁₃ ,98%

$$X_{13} = 2626.4 \text{ lbs. de ácido.}$$

131200 lbs. de agua

- 2624.4

- 55.8

128519 lbs. de agua de dil.

15405 gal. de agua

175 gal. de ácido.

∴ Flujo de regeneración.

(0.5 gal./ft³.min.) recomendado.

$$0.5 \times 670 = 335 \text{ gpm. } \therefore \frac{15405}{335} = 46 \text{ min. de reg.}$$

Flujo de agua = 335 gpm.

Flujo de ácido = 3.78 gpm.

Ahora; 2680 lbs. al 4%

2626 - 4%

$$X - 100\% \quad X = 65650 \text{ lbs.}$$

$$- \frac{2680}{62970}$$

∴

7548 gal. de agua.

al mismo flujo ; (durante 23 minutos).

Flujo de agua = 328 gpm.

Flujo de ácido = 7.6 gpm.

Desplazamiento ; 2393 gal. a Flujo de 335 gpm.

(durante 15 minutos.)

Lavado rápido: 50 gal./ft³. a 6 gal./min./ft³.

Gasto = 33500 gal.

Tiempo = 53 minutos.

AMBERLITE
IR-120 PLUS

NIV REG:
8 lbs / ft³ H₂SO₄
FLUJO: 0.5 GPM/FT³

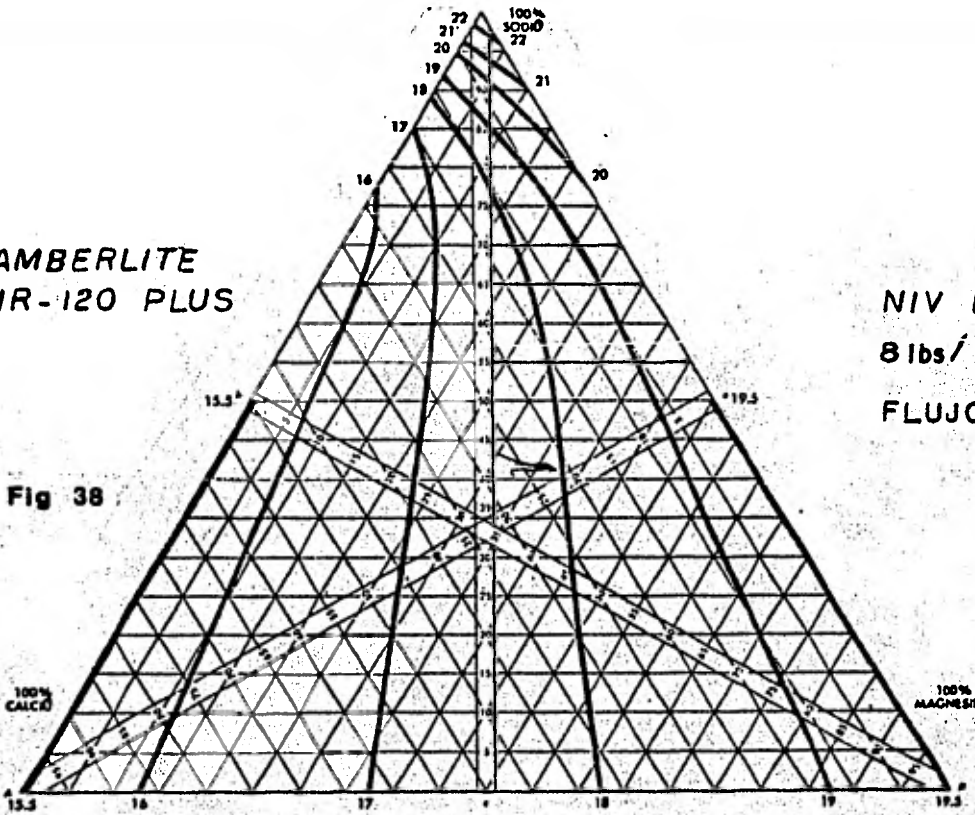


Fig 38

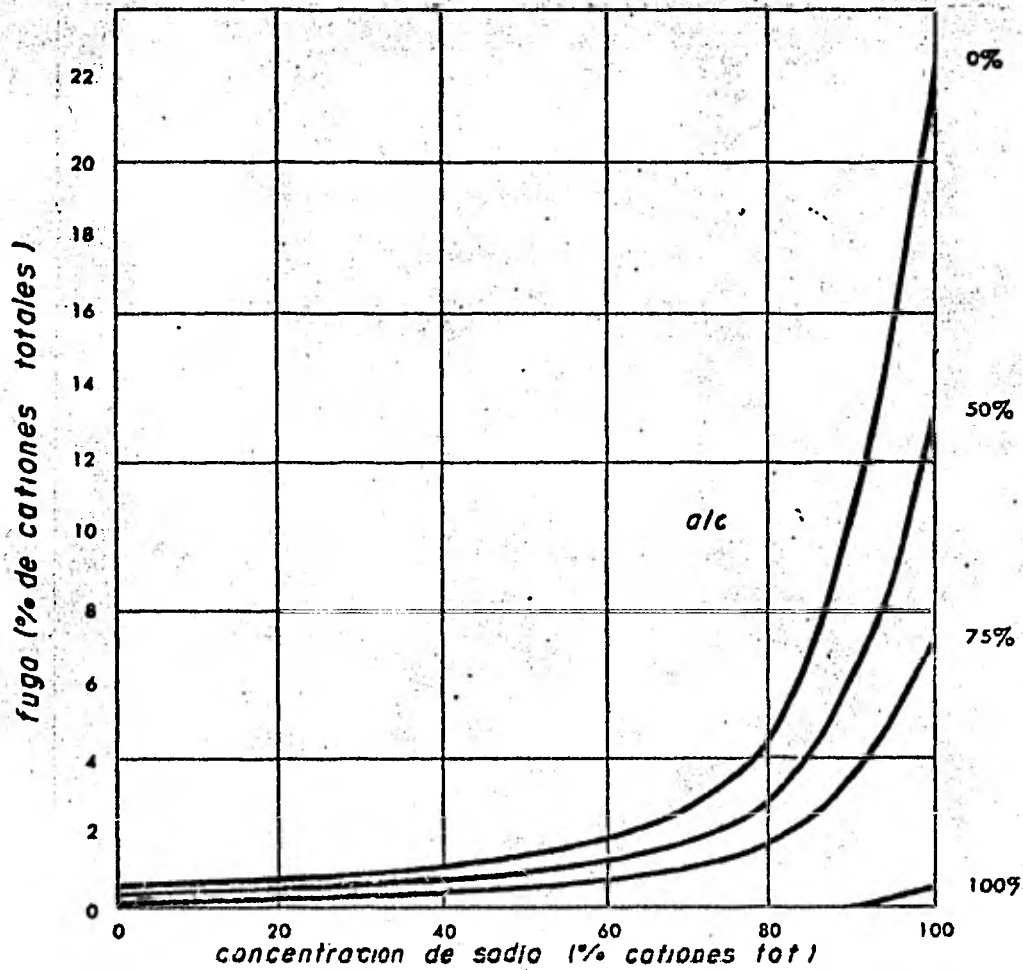


Fig 39

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
Pulidor				
Volúmen IRA-402		27.02 ft3.	48.5 ft3.	50.23 ft3.
Volúmen IR -120		16.4 ft3.	25.78 ft3.	40 ft3.
Retrolavado (gal)/tiempo (min).		354/15	565.6/15	690/15
Dilución anion. (gal.agua)/tiempo.		4.47/66.17min.	802.3/60	831./60
Dilución catión (gal.agua)/tiempo.		231/66.17 min.	41/60	563/60
Desplazamiento (gal.) tiempo (min.)		110/16.32	192/14.36	207/15
Enjuague rápido (gal)/tiempo (min.)		1085/23	1857/24.6	2255/25
Unimixing (SFCM)/tiempo (min).		78.76/10 min.	NO	NO.
<u>Unidad Aniónica.</u>				
Volúmen: tipo/ft3.		IONAC A651/438	IRA 402/566.1	IRA 402/441
Retrolavado (gal)/tiempo (min.)		1005.2/10	2705/15	2705/15
Regeneración (gal.agua)/tiempo (min.)		4830/47	6241/103.8	7295/66.1
Desplazamiento (gal) tiempo (min).		3276/30.3	1918/32	1544/14
Lavado Dren (gal)/tiempo (min.)		29574/98	45280/26.66	35280/16
Flujo de diseño (gal.)		288970	290031.6	290566
<u>Unidad Catiónica.</u>				
Volúmen: Tipo /Ft3.		IONAC-C242/503	IR-120/457.8	IR-120/670.
Retrolavado gal/tiempo (min.)		4711.8/10	5411/15	9347/15
Regeneración gal./tiempo (min.)		11000/40	916/23.2	22953/69
Desplazamiento gal/tiempo (min.)		5647/30	1594/12.1	2393/15
Lavado Dren. gal/tiempo (min.)		22591/36	27468/7613	33500/53
Flujo de diseño/ciclo gal).		326780	344500	336268

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR B	PROVEEDOR C
<u>Unidad Pulidora</u>				
Dimensiones del tanque ϕ / h.		3.16ft/11ft.	4ft/11.7ft.	4.41ft/11.76ft'
Volúmen de sosa por ciclo (Gal.)		25.8 al 50%	46.5 al 50%	48.1 al 50%
Volúmen de ácido por ciclo (Gal.)		5.55 al 98%	36 al 30%	13.31 al 98%
<u>Unidad Aniónica</u>				
Dimensiones del tanque ϕ / h.		8ft/14.3 ft.	8.75ft/16.46ft.	8.74/12.49ft.
Volúmen de sosa por ciclo (Gal.)		280 al 50%	361.85 al 50%	423 al 50%
<u>Unidad Catiónica.</u>				
Dimensiones del tanque ϕ / h.		10ft/11.2	8.74ft/13.35ft.	11.41ft/11.61
Volúmen de ácido por ciclo (Gal.)		164 gal. al 98%	803 gal. al 30%	350 gal. 98%

4.2 DISEÑO DE LA UNIDAD DESCARBONATADORA

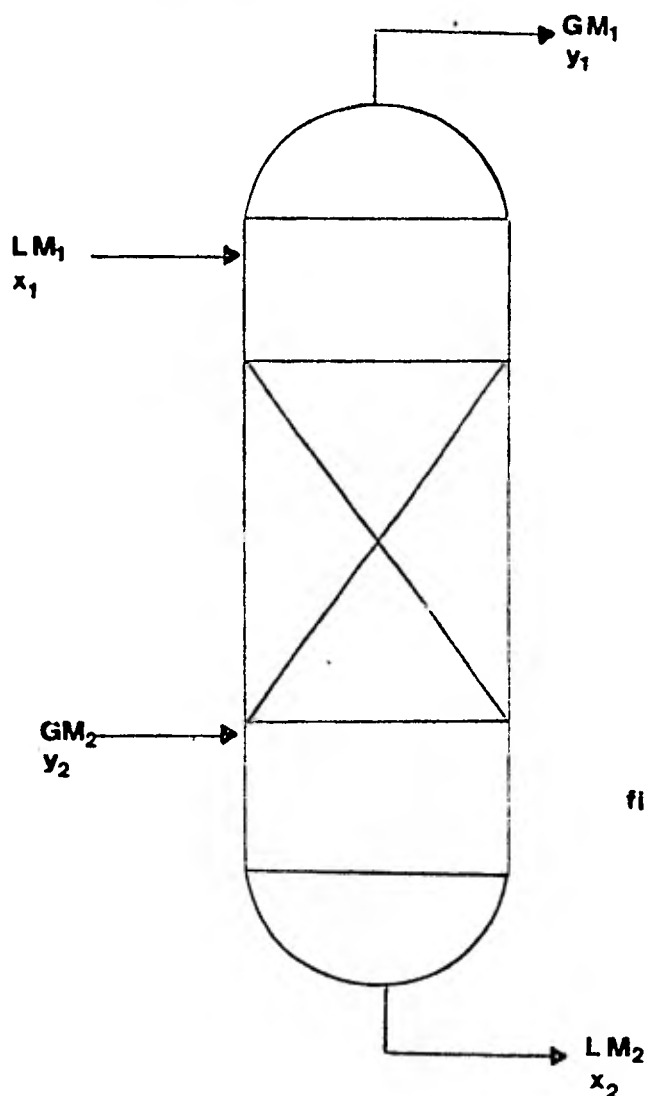


fig 40

en donde:

LM_1 = Flujo molar del líquido a la entrada de la torre (lb mol/hr)

LM_2 = Flujo molar del líquido a la salida de la torre. (lb mol/hr)

GM_1 = Flujo molar del gas a la entrada de la torre. (lb mol/hr)

GM_2 = Flujo molar del gas a la salida de la torre. (lb mol/hr)

x_1 = Frac. mol en el líquido del componente a desorber.

x_2 = Frac. mol en el líquido del componente desorbido.

y_1 = Frac. mol en el gas del componente desorbido.

y_2 = Frac. mol en el gas del componente a ser desorbido.

BALANCE

$$LM_1 x_1 + GM_2 y_2 = LM_2 x_2 + GM_1 y_1 \quad \text{----- (8)}$$

indicando el balance anterior en base a los inertes ;

$$LM' = LM_1 (1 - x_1) \quad \text{----- (9)}$$

$$LM' = LM_2 (1 - x_2) \quad \text{----- (10)}$$

$$GM' = GM_1 (1 - y_1) \quad \text{----- (11)}$$

$$GM' = GM_2 (1 - y_2) \quad \text{----- (12)}$$

en donde;

LM' = Flujo molar del inerte liquido (lb mol/hr)

GM' = Flujo molar del inerte gaseoso (lb mol/hr)

substituyendo en (8) , queda;

$$LM' \frac{x_1}{1 - x_1} + GM' \frac{y_2}{1 - y_2} = LM' \frac{x_2}{1 - x_2} + GM' \frac{y_1}{1 - y_1} \quad \text{----- (13)}$$

si ahora se designa:

$$X_1 = \frac{x_1}{1 - x_1} \quad \text{----- (14)}$$

$$X_2 = \frac{x_2}{1 - x_2} \quad \text{----- (15)}$$

$$Y_1 = \frac{y_1}{1 - y_1} \text{ ----- (16)}$$

$$Y_2 = \frac{y_2}{1 - y_2} \text{ ----- (17)}$$

la ecuacion (8) se transforma en:

$$LM' X_1 + GM' Y_2 = LM' X_2 + GM' Y_1 \text{ ----- (18)}$$

rearrreglando términos:

$$LM' (X_2 - X_1) = GM' (Y_2 - Y_1) \text{ ----- (19)}$$

$$\frac{LM'}{GM'} = \frac{Y_2 - Y_1}{X_2 - X_1} \text{ ----- (20)}$$

la ecuacion (20) representa la linea de operacion del sistema de pendiente igual a LM'/GM' y coordenadas (X_2, Y_2) y (X_1, Y_1) .

Para el calculo de la curva de equilibrio se parte de la base de un comortamiento ideal para el sistema $CO_2 - H_2O$

A partir de la ley de Raoult se tiene:

$$P' = x P^{\circ} \text{ ----- (21)}$$

en el equilibrio:

$$P' = y P_t \text{ ----- (22)}$$

$$x P^{\circ} = y P_t \text{ ----- (23)}$$

$$\frac{x P^{\circ}}{P_t} = y \text{ ----- (24)}$$

$\frac{P^o}{P} = k$ la ecuacion (24) se transforma en;

$$xk = y \text{ ----- (25)}$$

en donde:

- P^* = presión parcial (psia)
- P_t = presión total (psia)
- p^o = presión de vapor (psia)
- x = fracción mol en la fase líquida
- y = fracción mol en la fase vapor
- k = cte de equilibrio

DESARROLLO

Como ejemplo se muestra a continuación el diseño de una unidad descarbonatadora a la que se alimenta 300gal.min de agua descationizada con una concentración de 15 ppm de CO_2 . El 99% de esta cantidad deberá ser eliminado.

Para esta clase de servicio el tipo de empaque utilizado es el de anillos Raschig de cerámica de 1", de tamaño nominal, la temperatura del agua es de 77°F y la presión del sistema de 14.7psia.

Se esta considerando que el aire de entrada esta libre de CO_2 .

trabajando con fracciones mol se tiene;

$$x_1 = 6.12 \times 10^{-6}$$

$$LM_1 = 8324.84 \text{ lb mol/hr}$$

$$LM_1 x_1 = 5.09 \times 10^{-2}$$

a 99% de Desorcion se tiene;

$$5.09 \times 10^{-2} \times 0.99 = 5.039 \times 10^{-2}$$

$$LM_2 x_2 = 5.09 \times 10^{-4}$$

de la ec. (9) se tiene;

$$LM' = LM_1 (1 - x_1) \quad ; \quad LM' = LM - LM_1 x_1$$

$$LM' = 8324.78 \text{ lb mol/hr}$$

de la ec. (10) se tiene

$$LM' = LM_2 (1 - x_2) \quad ; \quad LM' = LM_2 - LM_2 x_2$$

$$\therefore LM_2 = 8324.78 + 5.09 \times 10^{-4} = 8324.78$$

$$\text{si } LM_2 x_2 = 5.09 \times 10^{-4} \quad \therefore x_2 = \frac{5.09 \times 10^{-4}}{8324.78} = 6.11 \times 10^{-8}$$

Calculo de la cte. de equilibrio;

de la ec (24) se tiene ; $xP^o / P_t = y$

$$\text{si; } P = 955.5 \text{ psia}$$

$$P_t = 14.7 \text{ psia}$$

$k = 65$; de donde;

$$y = 65 x \dots\dots\dots (26)$$

la ecuacion (26) puede ser representada en funcion de relaciones mol habiendo establecido que;

$$Y = \frac{y}{1-y} ; \quad X = \frac{x}{1-x}$$

la ec. (26) se transforma en;

$$\frac{Y}{1+Y} = 65 \frac{X}{1+X} \dots\dots\dots (27)$$

la ec (27) representa la curva de equilibrio del sistema.

Con los valores obtenidos anteriormente se procede a indicarlos en una grafica de relaciones mol;

CURVA DE OPERACION

<u>FRACCION MOL</u>	<u>RELACION MOL</u>
$x_1 = 6.12 \times 10^{-6}$	$X_1 = \frac{6.12 \cdot 10^{-6}}{1 - 6.12 \cdot 10^{-6}} = 6.12 \times 10^{-6}$
$x_2 = 6.11 \times 10^{-8}$	$X_2 = \frac{6.11 \cdot 10^{-8}}{1 - 6.11 \cdot 10^{-8}} = 6.11 \times 10^{-8}$
$y_2 = 0$	$Y_2 = 0$

CURVA DE EQUILIBRIO*

X	$X/1+X$	$Y/1+Y$	Y
6.12×10^{-6}	6.11×10^{-6}	3.97×10^{-4}	3.97×10^{-4}
4.0×10^{-6}	3.99×10^{-6}	2.59×10^{-4}	2.6×10^{-4}
6.0×10^{-7}	5.99×10^{-7}	3.89×10^{-5}	3.9×10^{-5}
9.0×10^{-7}	8.99×10^{-7}	5.84×10^{-5}	5.85×10^{-5}
6.11×10^{-8}	6.1×10^{-8}	3.97×10^{-6}	3.97×10^{-6}
0	0	0	0

* Datos como relacion mol.

Graficando la ecuación de equilibrio $Y = 65 X$

entre estos últimos valores se obtiene la línea de equilibrio mostrada en la gráfica. fig 41

La línea de operación mínima es también representada aquí; el valor de la pendiente es :

$$(LM/GM)_{\min} = 65.5$$

$$\frac{L'M}{65.5} = G'M$$

$$\frac{8324.7}{65.5} = 127.05 \quad \text{lbmol/hr.}$$

∴ 1.5 × G'MIN. como un valor de operación aceptable.

$$127.05 \text{ lb mol/hr.} \times 1.5 = 190.5 \text{ lbmol/hr.} = 5524.5 \text{ lb/hr}$$

$$L' = \frac{8324.7 \text{ lbmol}}{\text{hr}} \times \frac{18 \text{ lb.}}{1 \text{ lb.mol}} = 149844.6 \text{ lb/hr.}$$

siendo el valor de la pendiente para la nueva relación de 43.64

Cálculo del diámetro del agotador.

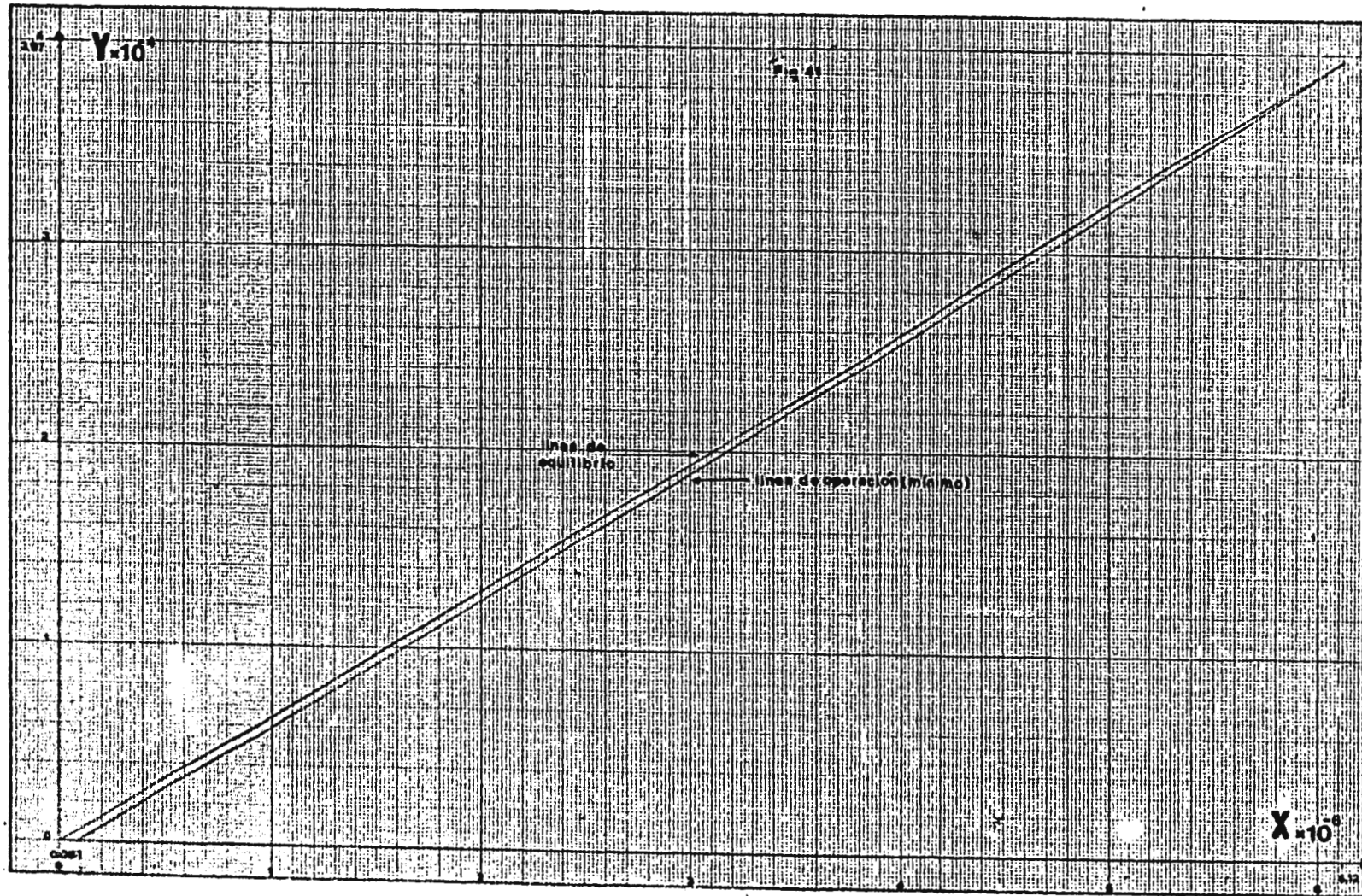
$$\rho_g = 0.075 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\rho_l = 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L'}{G'} \left[\frac{\rho_g}{\rho_l} \right]^{0.5} = \frac{149844.6}{5524.5} (0.075/62.4)^{0.5} = 0.94$$

A inundación se tiene :

$$0.02 = \frac{(G')^2 C_f (\mu_l)^{0.2}}{g_c \rho_l \rho_g} \left[\frac{\rho_w}{\rho_l} \right] \text{----- (28)}$$



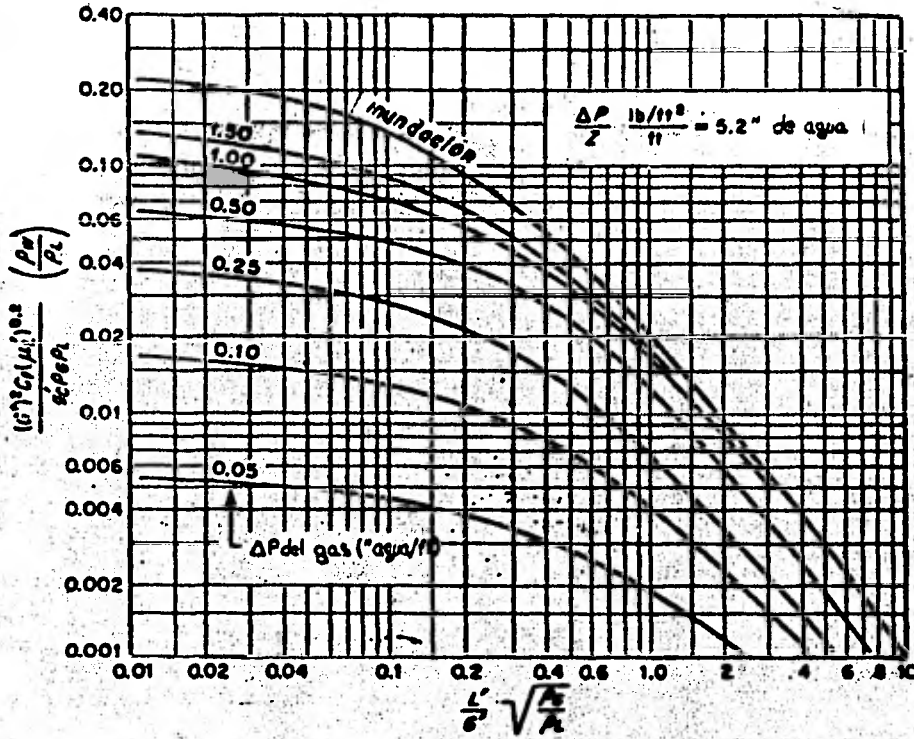


fig 42

en donde:

G' = masa velocidad sup. del gas lb/hr ft²

C_1 = factor de caracterización para empaques

μ_l = viscosidad líquido en (cp)

g_c = cte = 4.18×10^8 lb ft / lb ft²

ρ_g = dens. gas lb/ft³

ρ_l = dens. líq. lb/ft³

ρ_w = dens. agua lb/ft³

siendo Cf=160 el cual es obtenido de la tabla # 7

TAMAÑO NOMINAL PULG.

Empaque	1/4	3/8	1/2	5/8	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2	3	3 1/2
Anillos Raschig Cerámico.											
Cf	1,000	750	640	380	255	160	125	95	65	37	
ε	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
α _p	240	155	111	100	80	58	45	38	28	19	
Metal: Pulg. (1/32)											
Cf	700		300	258	185	115					
ε	0.69		0.84		0.88	0.92					
α _p	236		128		83.5	62.7					
pulg. (1/16)											
Cf			340	290	230	145	110	82	57	37	
ε			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
α _p			118		71.8	56.7	49.3	41.2	31.4	20.6	
Anillos Pall Plástico:											
Cf				97		52		32	25		16
ε				0.88		0.90		0.905	0.91		
α _p				110		63.0		39	31		23.4
Metal:											
Cf				71		48		28	20		
ε				0.90		0.938		0.953	0.964		
α _p				131		66.3		48.1	36.6		
Silletas Intalox											
Cf	600		265		130	98		52	40		
ε	0.75		0.78		0.77	0.775		0.81	0.79		
α _p	300		190		102	78		59.5	36		
Silletas Berl											
Cf	900		380		170	110		65	45		
ε	0.60		0.63		0.66	0.69		0.75	0.72		
α _p	274		142		82	76		44	32		

$$G' = \left[\frac{0.02 \times 4.18 \times 10^8 \times 0.075 \times 62.4 \times 62.4}{62.4 \times (1)^{0.2} \times 160} \right]^{0.5} = 518.63 \text{ lb/hr ft}^2$$

para 50% de inundación:

$$259.3 \text{ lb/hr. ft}^2.$$

∴ el diámetro del agotador será:

$$\text{Area} = \frac{5524.5 \text{ lb/hr.}}{259.3 \text{ lb/hr. ft}^2} = 21.3 \text{ ft}^2.$$

$$\therefore \text{Ø } 5.2 \text{ ft}$$

usando un Ø de 6ft.

$$\text{Area} = 28.27 \text{ ft}^2.$$

Cálculo de los coeficientes de transferencia.

$$\mu_g'' = 2.42 \times \mu^i = 0.0185 \times 2.42 = 0.044 \text{ lb/ft. hr. (para gas).}$$

$$\mu_g^i = 0.0185 \text{ cp.}$$

$$\rho_g = 0.075 \text{ lb/ft}^3.$$

$$D_G = \text{difusividad del gas} = \frac{0.258 \text{ cm}^2}{\text{seg}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ ft}^2}{30.48^2 \text{ cm}^2} =$$

$$= 0.99 \text{ ft}^2/\text{hr.}$$

$$\# \text{ SCHMIDTH} = \mu^i / \rho D_g = 0.044 / 0.075 \times 0.99 = 0.58$$

$$G' = 190.5 \text{ lb/hr.ft}^2 \times \frac{1 \text{ lb.mol}}{29 \text{ lb.}} = 6.56 \text{ lb.mol/hr.ft}^2.$$

(Para líquido).

$$L' = 149844.6 \text{ lb/hr.} \times \frac{1}{28.27 \text{ ft}^2} = 5300 \text{ lb/hr. ft}^2.$$

$$\beta_1 = 62.4 \text{ lb./ft}^3.$$

$$\mu' = 2.42 \text{ lb/ft.hr.}$$

$$\text{Dif. (lig)} = 1.46 \times 10^5 \text{ cm}^2/\text{seg.} = 5.65 \times 10^5 \text{ ft}^2/\text{hr.}$$

$$\# \text{ SCHMIDT (liq.)} = 2.42/62.4 \times 5.65 \times 10^5 = 682$$

$$\sigma = 20 \text{ dinas/cm.} = \text{tensión sup.}$$

d_s = diámetro de una esfera de igual superficie de 1 pieza de empaque

$$d_s = 0.1167 \text{ ft.}$$

$$\beta = 0.965 d_s^{0.376} = 0.965 \times (0.1167)^{0.376} = 0.43$$

$$\phi_{tw} = \frac{2.25 \times 10^5 (L')^\beta}{d_s^2} = \frac{2.25 \times 10^5 (5300)^{0.43}}{(0.1167)^2} = 0.0659 \text{ ft}^3/\text{ft}^3.$$

Empaque	Tamaño (pulg)	d_s (ft)	β_s	Temp ordinaria	$(cp) \mu'_s$	H
Anillos de cerámica RASCHIG	0.5	0.0582	$\frac{6.85(10^{-9})\mu'_s{}^{0.88}\sigma'^{0.88}}{d_s^{1.31}p'_s{}^{0.37}}$	$\phi_{tw} = \frac{2.25(10^{-5})L'^\beta}{d_s^2}$	<12	$\frac{0.897L'^{0.87}\mu'_s{}^{0.10}}{p'_s{}^{0.34}(0.1183L'^{0.030} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73}\right)^{0.002-0.010 \log L'}$
	1	0.1167		$\phi_{tw} = \frac{0.00104}{d_s^{1.31}}$		>12
	1.5	0.1740		$\beta = 0.965d_s^{0.376}$		
	2	0.238				
Anillos de carbón RASCHIG	.1	0.0427	$\frac{6.36(10^{-9})\mu'_s{}^{0.88}\sigma'^{0.88}}{d_s^{1.31}p'_s{}^{0.37}}$	$\phi_{tw} = \frac{7.90(10^{-9})L'^\beta}{d_s^2}$	<12	$\frac{0.375L'^{0.87}\mu'_s{}^{0.10}}{p'_s{}^{0.34}(0.174L'^{0.010} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73}\right)^{0.002-0.010 \log L'}$
	1.5	0.178		$\phi_{tw} = \frac{0.00250}{d_s^{1.31}}$		>12
	2	0.235		$\beta = 0.706d_s^{0.376}$		
Sillitas de cerámica BERL	0.5	0.0532	$\frac{1.641(10^{-9})\mu'_s{}^{0.88}\sigma'^{0.88}}{d_s^{1.31}p'_s{}^{0.37}}$	$\phi_{tw} = \frac{2.50(10^{-9})L'^\beta}{d_s^2}$	<20	$\frac{1.291L'^{0.87}\mu'_s{}^{0.10}}{p'_s{}^{0.34}(0.212L'^{0.010} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73}\right)^{1.002-0.010 \log L'}$
	1	0.1050		$\phi_{tw} = \frac{0.00032}{d_s^{1.31}}$		>20
	1.5	0.155		$\beta = 0.965d_s^{0.376}$		

$$\phi_s = \phi_o + \phi_w \quad \phi_{tw} = \phi_{tw} + \phi_w \quad \phi_o = \phi_w H$$

fig 43

$$\phi_{sw} = \frac{0.00104}{(0.1167)1.21} = 0.0139 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_w = \phi_{tw} - \phi_{sw} = 0.0659 - 0.0139 = 0.0520$$

$$H \text{ para } \mu < 12 \text{ es } H = \frac{0.897 L^{0.57} \mu^{1.013}}{\int L^{0.84} (0.1183 L^{0.43} - 1)} \left(\frac{\sigma'}{73} \right)^{0.925 - 0.262 \log L'}$$

$$H = \frac{0.897 \times (5300)^{0.57} \times 1^{0.13}}{(62.4)^{0.84} \times (0.1183 \times (5300)^{0.43} - 1)} \left(\frac{20}{73} \right)^{0.925 - 0.262 \times 3.7}$$

$$H = 1.05 \quad \therefore \phi_o = \phi_w H \quad \therefore$$

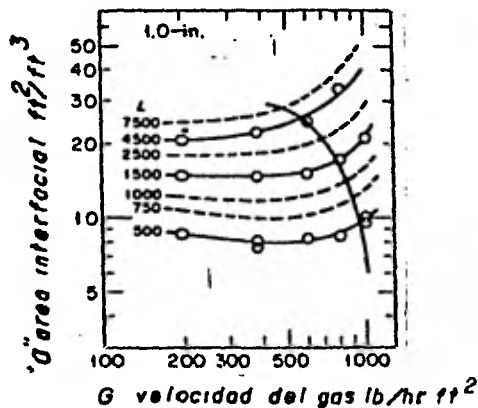
$$\phi_o = 0.052 \times 1.05 = 0.054 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$\phi_s = \frac{6.85 \times 10^{-5} \times \mu^{0.02} \times \sigma'^{0.99}}{d_s^{1.21} \times \int^{10.37}} \dots (29)$$

$$= \frac{6.85 \times 10^{-5} \times 1 \times 20^{0.99}}{0.1167 \times 1.21 \times 62.4^{0.37}} = \frac{1.32 \times 10^{-3}}{0.343} = 3.84 \times 10^{-3}$$

$$\phi_T = 0.054 + 3.84 \times 10^{-3} = 0.057 \text{ ft}^3/\text{ft}^3$$

$$a L' = 5300 \text{ lb/hr. ft}^2 \text{ y } G' = 190.5 \text{ lb/hr.ft}^2$$



ANILLOS
RASCHIG

fig 44

$$\alpha = 21 \text{ ft}^2/\text{ft}^3.$$

$$\epsilon = 0.73 \therefore \epsilon_s = \epsilon - \phi_t = 0.73 - 0.057 = 0.673$$

$$\text{FG } S_{CG}^{2/3} / G = 1.195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G' (1-\epsilon_s)} \right]^{-0.36}$$

$$\frac{\text{FG } (0.58)^{0.66}}{6.56} = 1.195 \left[\frac{(0.1167 \times 190.5)}{0.044 \times (1-0.673)} \right]^{-0.36}$$

$$\text{FG} = 0.81 \text{ lb.mol/hr. ft}^2.$$

Para el liquido se tiene;

$$\frac{K_1 ds}{D_1} = 25.1 \left[\frac{ds L'}{\mu_l'} \right]^{0.45} S_{cl}^{0.5}$$

$$\frac{K_1 0.1167}{5.65 \times 10^{-5}} = 25.1 \left[\frac{0.1167 \times 5300}{2.42} \right]^{0.45} \times 6.82^{0.5}$$

$$K_1 = 25.1 \left[\frac{0.1167 \times 5300}{2.42} \right]^{0.45} \left[\frac{6.82^{0.5} \times 5.65 \times 10^5}{0.1167} \right]$$

$$K_1 = 3.84 \text{ lb mol/hr. ft}^2 \text{ (lb mol/ft}^3\text{.)}$$

multiplicando este ultimo valor por la densidad molar del agua, se tiene; $K_1 \times C = F_1$

$$\text{donde } C = \frac{62.4 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \times \frac{1 \text{ lb. mol}}{18 \text{ lb.}} = 3.46$$

$$F_1 = 13.3 \text{ lb mol /hr ft}^2$$

∴ multiplicando los valores de F_1 y FG por el area interfacial encontrada se tiene;

$$FGa = 0.81 \text{ lb mol/hr ft}^2 \times 21 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 = 17.01 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

$$F_1a = 13.3 \text{ lb mol/hr ft}^2 \times 21 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 = 279.3 \text{ lb mol/hr ft}^3$$

Como se sabe para soluciones diluidas, las siguientes relaciones pueden ser aplicadas;

$$k_y a = \frac{FGa}{(1-y)_{iM}} \quad ; \quad k_x a = \frac{F_1 a}{(1-x)_{iM}}$$

donde el subindice se refiere a la interfase.

$$(1-y)_{iM} \approx 1$$

$$(1-x)_{iM} \approx 1 \quad ; \text{ de tal forma que se puede indicar;}$$

$$\frac{k_x a}{k_y a} = \frac{279.3}{17.01} = -16.41$$

-16.41 es el valor de la pendiente de la linea de union entre la linea de operacion y la linea de equilibrio.

La línea que representa la relación de coeficientes de transferencia debe ser trazada en una gráfica de fracción mol. Por lo tanto es necesario transformar los valores de relaciones mol a fracciones mol.

LINEA DE OPERACION

X	x	y
6.1×10^{-8}	6.1×10^{-8}	0
9.0×10^{-7}	8.9×10^{-7}	3.92×10^{-5}
2.0×10^{-6}	1.9×10^{-6}	8.7×10^{-5}
4.0×10^{-6}	3.9×10^{-6}	1.7×10^{-4}
6.1×10^{-6}	6.1×10^{-6}	2.6×10^{-4}

LINEA DE EQUILIBRIO

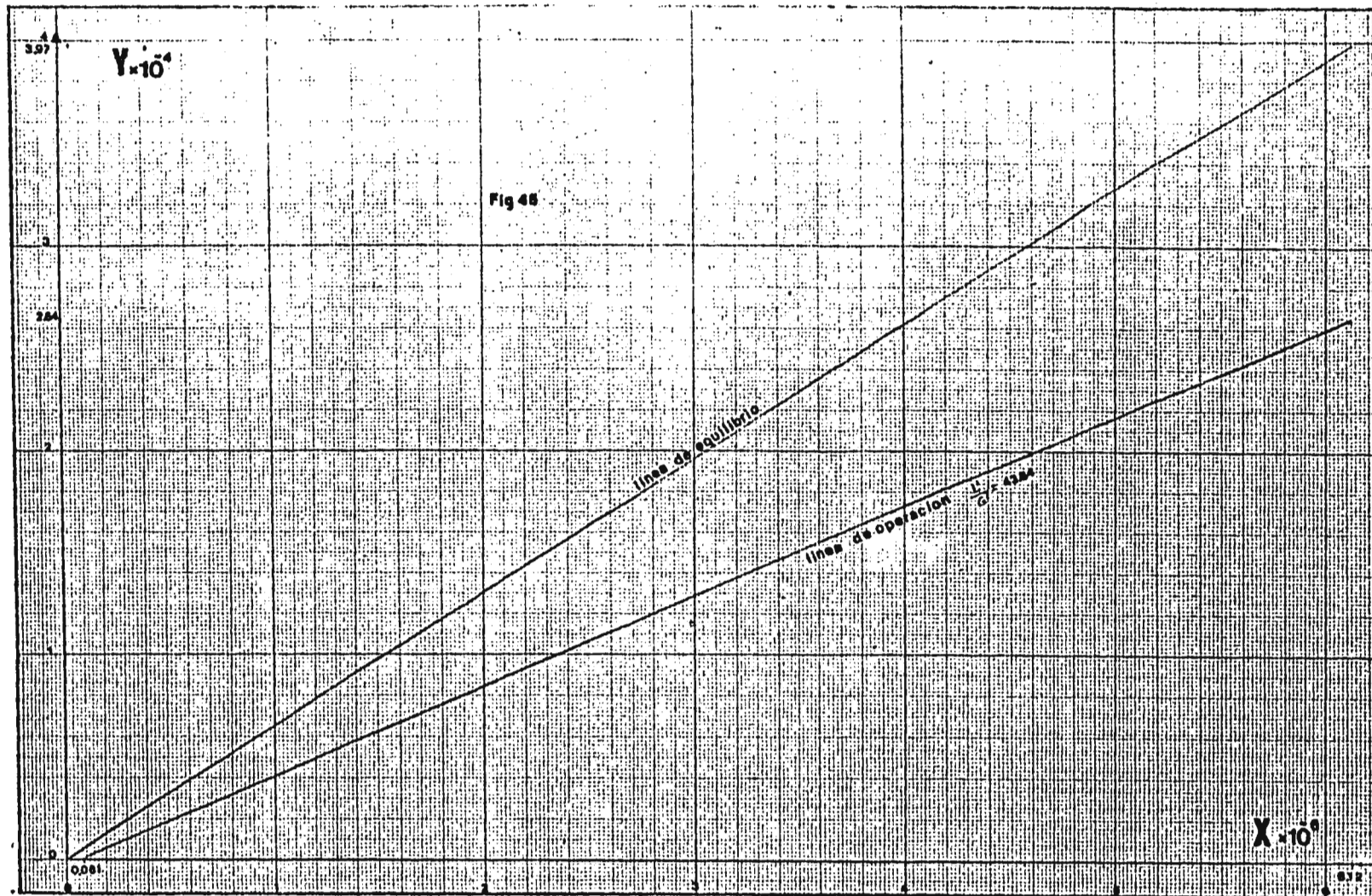
X	x	y
6.1×10^{-8}	6.1×10^{-8}	3.97×10^{-6}
6.1×10^{-6}	6.1×10^{-6}	3.97×10^{-4}

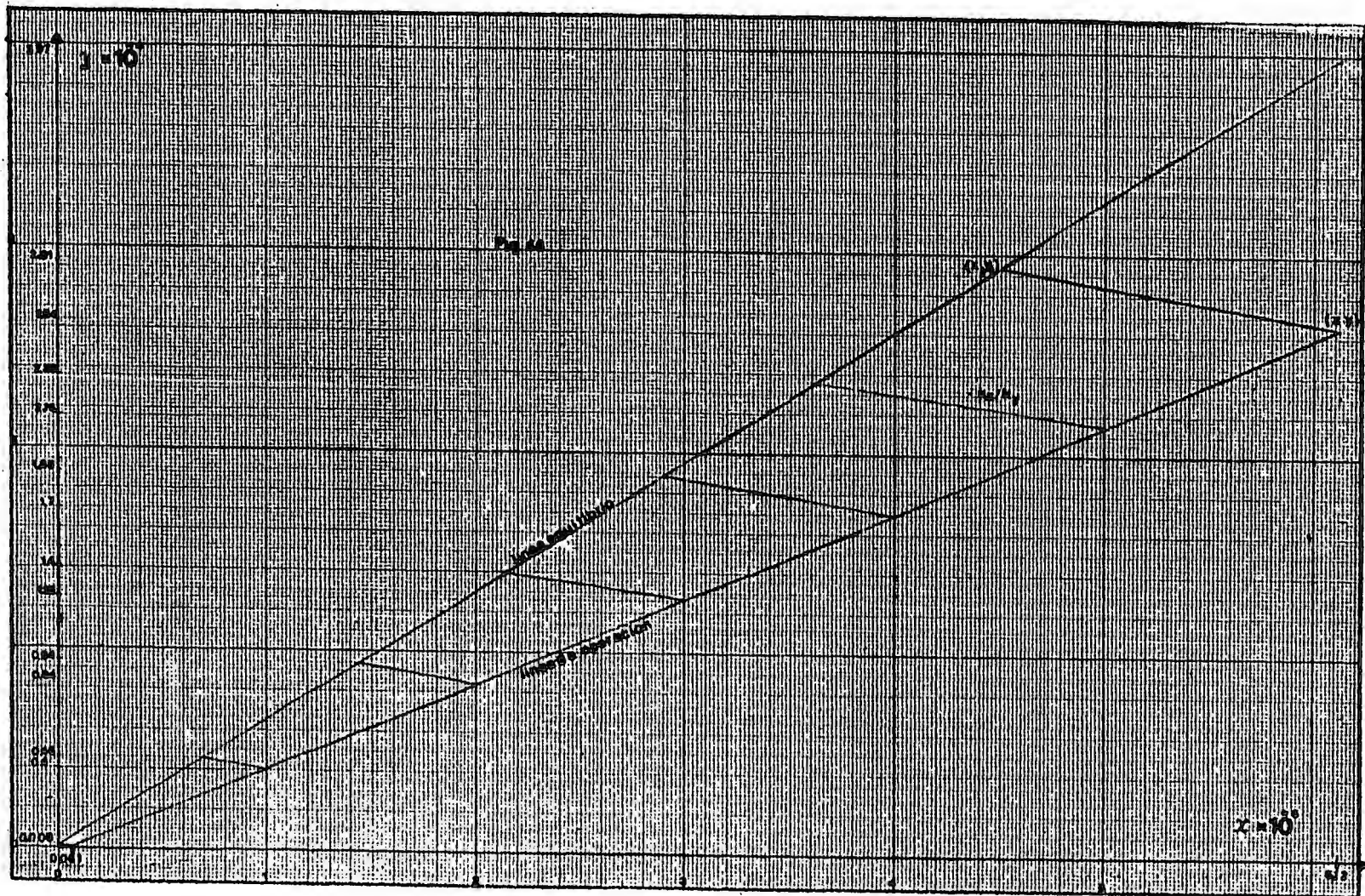
Graficando estos valores se tiene lo mostrado en la figura No 46

Calculo del No. de unidades de transferencia.

El calculo del numero de unidades de transferencia puede ser evaluado de la ecuacion No. 6 la cual indica que;

$$N_{tg} = 2.3 \int_{\log y_2}^{\log y_1} \frac{y}{y - y_1} d(\log y) + 1.152 \log \frac{1 - y_1}{1 - y_2}$$





para soluciones diluidas el segundo termino del lado derecho de la ec.6 puede ser despreciado, quedando la siguiente expresion;

$$N_{tg} = 2.3 \int_{\log y_2}^{\log y_1} \frac{y}{y - y_1} d \log y$$

la integral puede ser evaluada graficamente a partir de los datos obtenidos en la fig.46

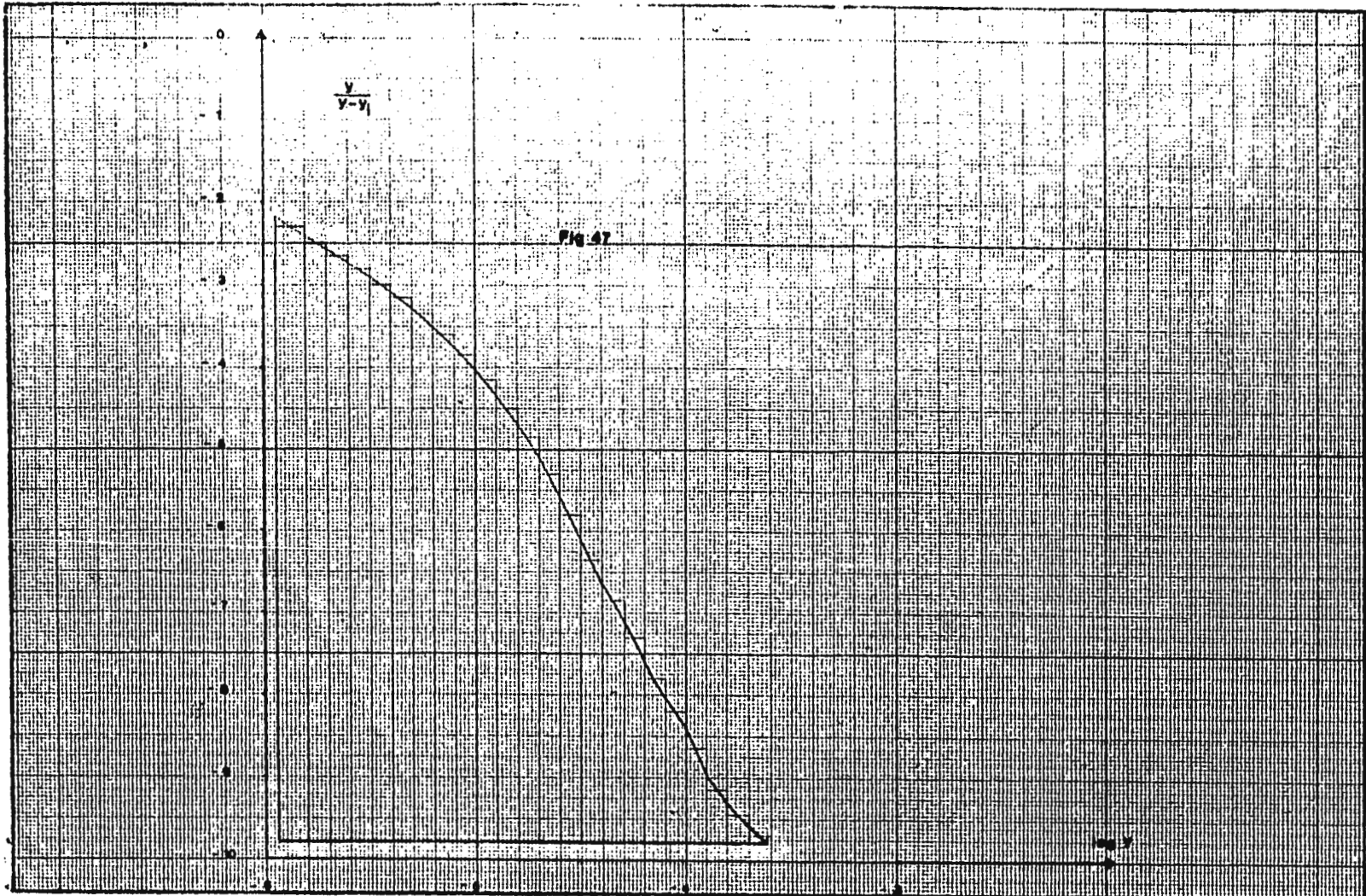
y	y ₁	y/y-y ₁	log y
0	0.008 x 10 ⁻⁶	0	-
0.02x10 ⁻⁴	2.9x10 ⁻⁶	-2.2	-5.96
0.4x10 ⁻⁴	0.46x10 ⁻⁴	-6.66	-4.39
0.84x10 ⁻⁴	0.94x10 ⁻⁴	-8.4	-4.07
1.26x10 ⁻⁴	1.4x10 ⁻⁴	-9	-3.89
1.7x10 ⁻⁴	1.88x10 ⁻⁴	-9.44	-3.76
2.16x10 ⁻⁴	2.38x10 ⁻⁴	-9.71	-3.66
2.64x10 ⁻⁴	2.91x10 ⁻⁴	-9.77	-3.57

De la integracion se obtiene; que el area bajo la curva es 9.63

De la ec 6 , el No. de unidades sera.

$$N_{tg} = 2.3 \times 9.63 = 22.1$$

si se sabe que G' = 6.56 lb mol/hr ft²



la altura de una unidad de transferencia esta dada por la siguiente ecuacion:

$$H_{tg} = \frac{G'}{FGa} \quad \text{-----(30)}$$

y en donde el producto del coeficiente de transferencia de la fase gaseosa y el area interfaccal tambien es conocido.

$$H_{tg} = \frac{6.56 \text{ lb mol /hr ft}^2}{17.01 \text{ lb mol/hr ft}^3} = 0.38 \text{ ft}$$

La altura total del empaque esta dada por la ecuacion No 7

de aqui que :

$$Z = 22.1 \times 0.38 = 8.39 \text{ ft}$$

El ejemplo anterior sobre el calculo de la unidad des-carbonatadora esta basado sobre el hecho de que el sistema $\text{CO}_2 - \text{H}_2\text{O}$ sigue la ley de Raoult.

Sin embargo cuando las soluciones son diluidas el comportamiento de estas tambien puede ser representado de acuerdo a la ley de Henry ec No.1

A continuacion se muestra los resultados obtenidos siguiendo la ec de Henry.

El balance indicado al inicio del inciso 4.2 aplica tambien a este cálculo. La evaluacion de la constante de equilibrio es el siguiente;

$$P_a = H_a x_a$$

P_a = Pres. parcial del comp. "a" (psia)

x_a = fraccion mol en la fase liquida

y_a = fraccion mol en la fase gaseosa

P_t = presion total (psia)

H_a = cte. de Henry (psia/frac. mol)

en el equilibrio

$$P_a = P_t y_a \text{ ----- (31)}$$

$$P_t y_a = x_a H_a \text{ ----- (32)}$$

$$\therefore y_a = \frac{H_a}{P_t} x_a \text{ ----- (33)}$$

la relacion de H_a/P_t corresponde al valor de la cte. de equilibrio "k" la ec. puede indicarse de la siguiente forma

$$y_a = k x_a \text{ -----(34)}$$

El valor de la cte. de Henry para el sistema $CO_2 - H_2O$ es de 24108 psia/fracc. mol

La ecuacion de equilibrio queda de la siguiente forma

$$y = 1640 x \text{ -----(35)}$$

Del calculo anterior se tiene;

$$x_1 = 6.12 \times 10^{-6}$$

$$LM = 8324.84 \text{ lb mol/hr}$$

$$x_2 = 6.11 \times 10^{-8}$$

$$y_1 = 0$$

Convirtiendo los valores anteriormente indicados a relaciones mol y graficandolos junto con la linea de equilibrio se obtiene lo mostrado en la fig 48

Checando para el flujo de aire ofrecido por el proveedor "A" se tiene la siguiente relacion

$$\frac{LM'}{GM'} = \frac{8324.84 \text{ lb mol /hr}}{163.4 \text{ lb mol /hr}} = 51$$

Graficando la linea de operacion con un valor de pendiente igual a 51 se obtiene lo mostrado en la fig.48

el valor de la ordenada encontrada con esta pendiente es de; $Y = 3 \times 10^{-4}$

El metodo para encontrar el diámetro del equipo es igual al mostrado en el ejemplo anterior.

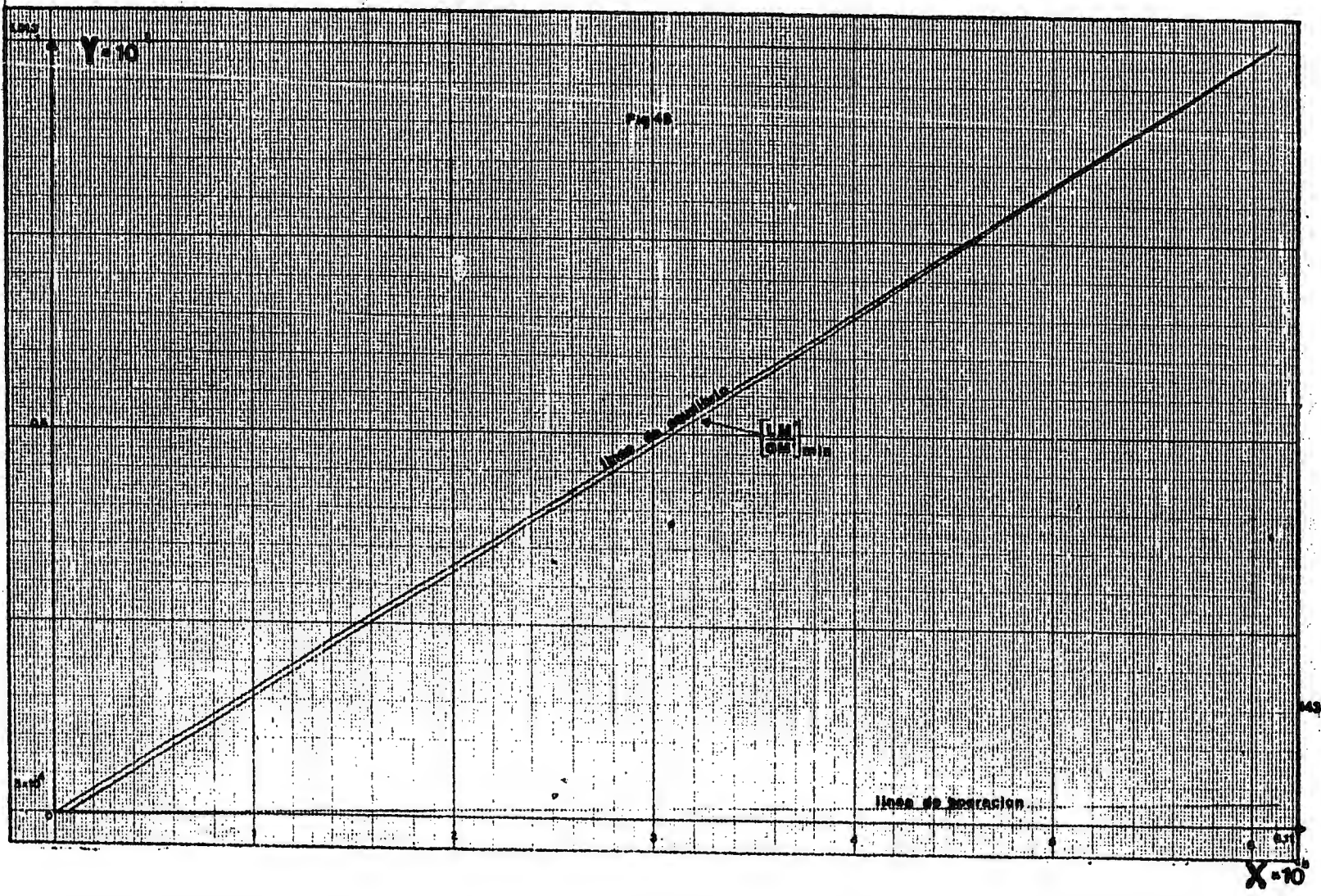
El diámetro encontrado es de 5 ft, de aquí que el area de la unidad será de 19.63 ft^2

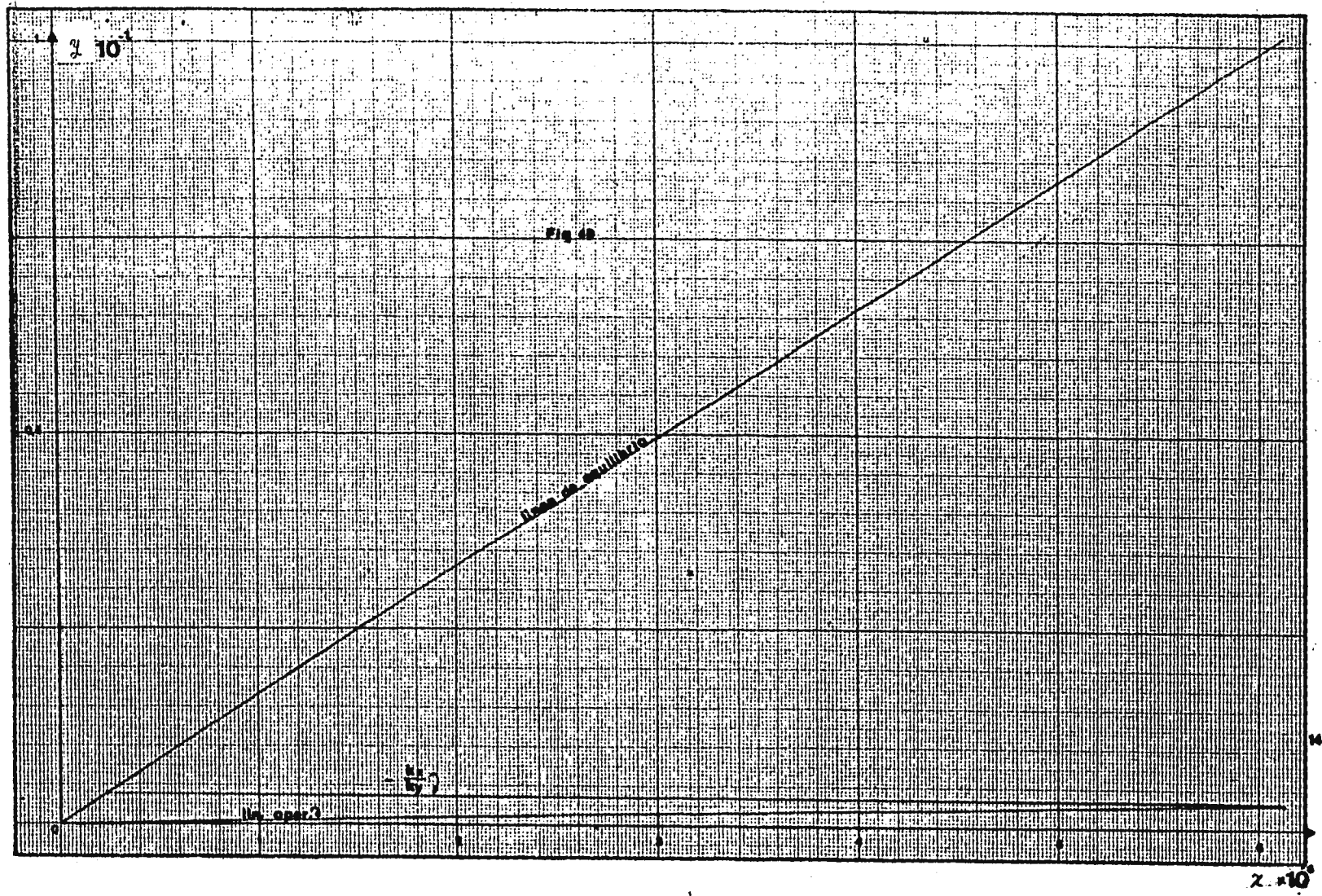
Para el calculo de los coeficientes de transferencia el metodo utilizado es el de Shulman, obteniendose el siguiente resultado.

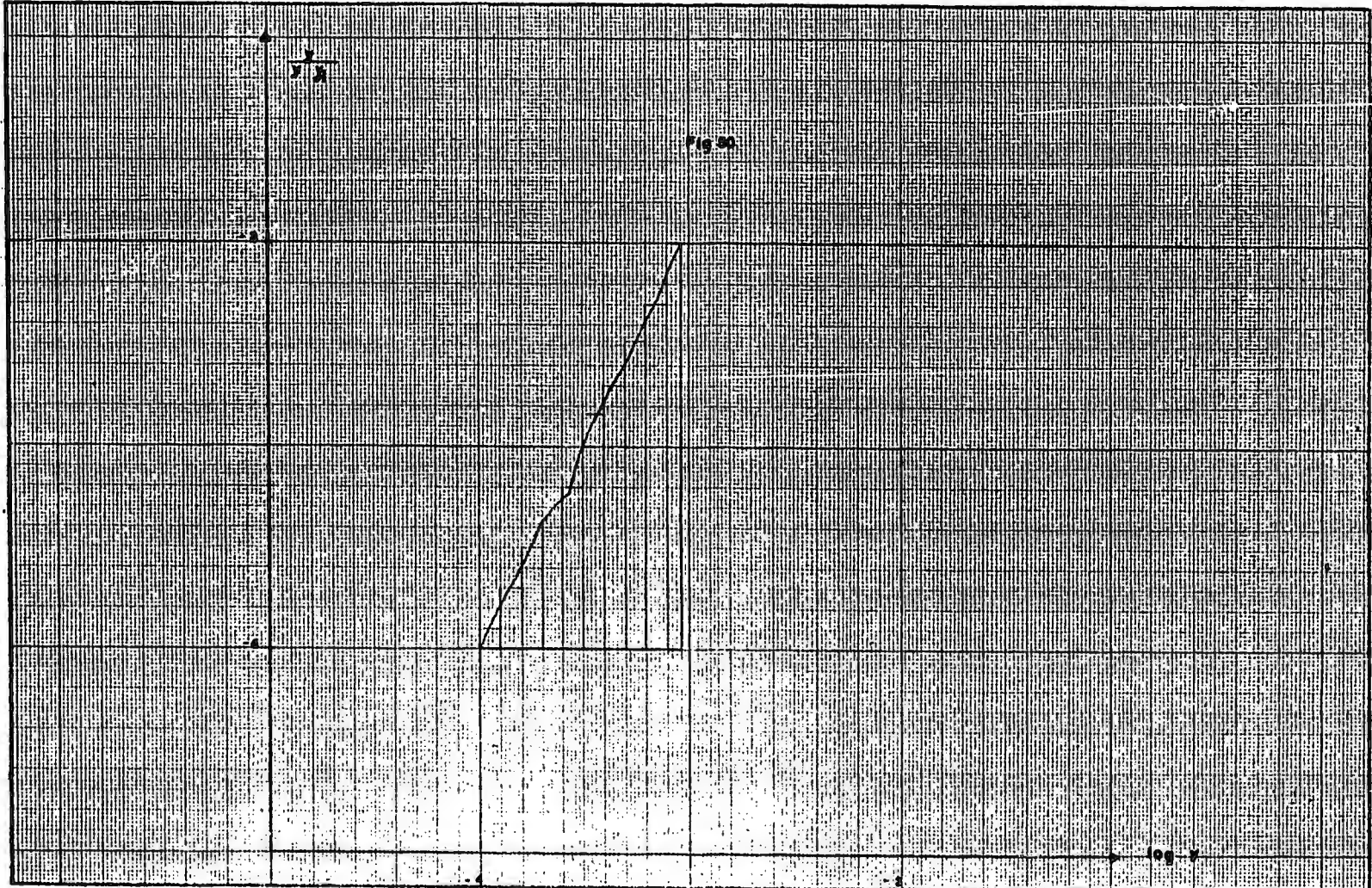
$$\frac{k_x a}{k_y a} = \frac{40.72}{24.7} = -16.49$$

El cálculo del numero de unidades de transferencia es a partir de la ecuacion 6 . Los datos para la integracion son obtenidos de la fig.49

y	y_i	$y/y-y_i$	log y
3×10^{-4}	0.04×10^{-2}	-3	-3.52
0.03×10^{-2}	0.03×10^{-2}	-3.2	-3.6
0.015×10^{-2}	0.02×10^{-2}	-3.73	-3.8
0.010×10^{-2}	0.0125×10^{-2}	-4	-4
0	-	-	-







De la integracion grafica se obtiene que el area bajo la curva es de 0.25

El numero de unidades de transferencia es;

$$N_{tg} = 2.3 \times 0.25 = 0.575$$

si el flujo molar del gas es $8.32 \text{ lb mol/hr ft}^2$ y el producto del coef. de transf. de la fase gaseosa y el area interfacial es de $24.7 \text{ lb mol/hr ft}^3$.

$$H_{tg} = \frac{8.32}{24.7} = 0.33 \text{ ft}$$

la altura total del empaque será de;

$$Z = 0.575 \times 0.33 = 0.18 \text{ ft}$$

Como se puede notar existe una gran diferencia entre los resultados obtenidos al efectuar el calculo utilizando la ley de Raoult y la ley de Henry acercandose mas a la realidad lo obtenido por la ley de Raoult.

Siendo una posible explicacion, que la ley de Henry se desvie de la realidad a causa de una disociacion en iones hidrogeno y bicarbonato. (ref.-PRINCIPIOS BASICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS), por lo tanto para la evaluacion de los proveedores se utilizara la ley de Raoult

4.3. DISEÑO DEL DESCARBONATADOR POR EL METODO CORTO.

En la práctica el cálculo de las unidades descarbonatadoras, ha llevado a los fabricantes a desarrollar métodos no tan laboriosos como el anterior. Tal es el caso de "Belco" el cual, ha desarrollado una expresión para el cálculo de la altura del empaque.

La ecuación es la siguiente:

$$h = K/E \cdot 2.3 \log (B - A / C_2 - A) \dots \dots \dots (36)$$

En donde: h = altura del empaque en pulgadas.

K = factor de viscosidad

E = Eficiencia del empaque.

C₁ = PPM de gas en el influente.

C₂ = PPM en el efluente.

C₁ x 0.5 = B

C₂ / 2 = A

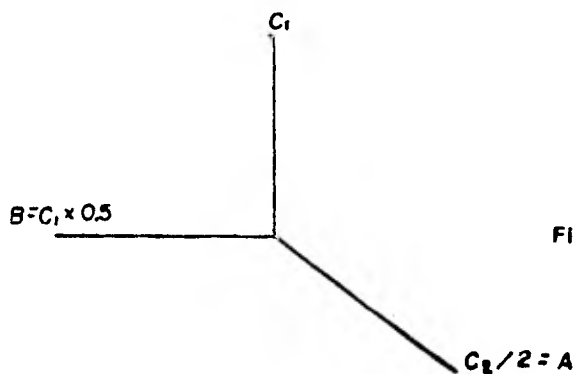


Fig 51

A continuación se muestra el cálculo de un descarbonatador por medio de éste método, utilizando los valores que a continuación se listan.

Condiciones:

$$L' = 149844.6 \text{ lb/hr}$$

$$C_1 = 15 \text{ ppm}$$

$$C_2 = 0.15 \text{ ppm}$$

$$R = \text{cte. (50 lb/hr-in}^2)$$

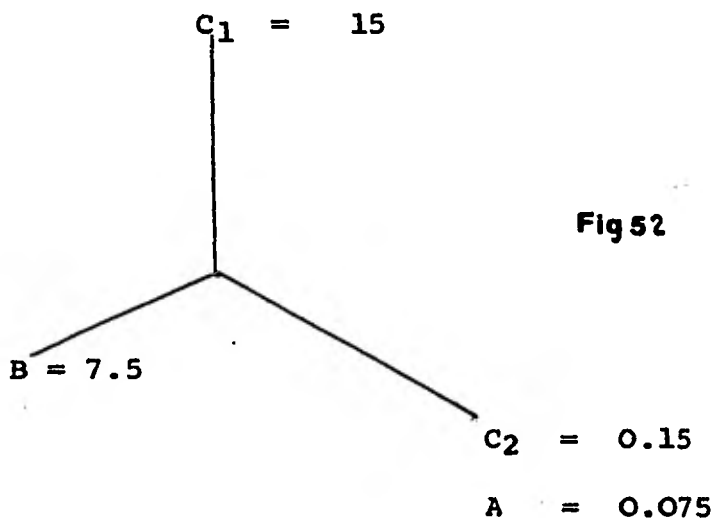
$$\left[\text{Area} = \frac{L'}{R} \right]$$

$$\frac{149844.6 \text{ lb/hr}}{50 \text{ lb/hr in}^2} = 2996 \text{ in}^2 = 20.81 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi r^2$$

$$D = \sqrt{\frac{20.81}{\pi}} \times 2 = 5.14 \text{ ft usar } 6.0 \text{ ft}$$

$$\text{Area} = 28.27 \text{ ft}^2$$



K de gráfica Fig 53

$$K = 1.30$$

$$E = 0.065 \text{ (de tablas)}$$

FACTOR DE VISCOSIDAD

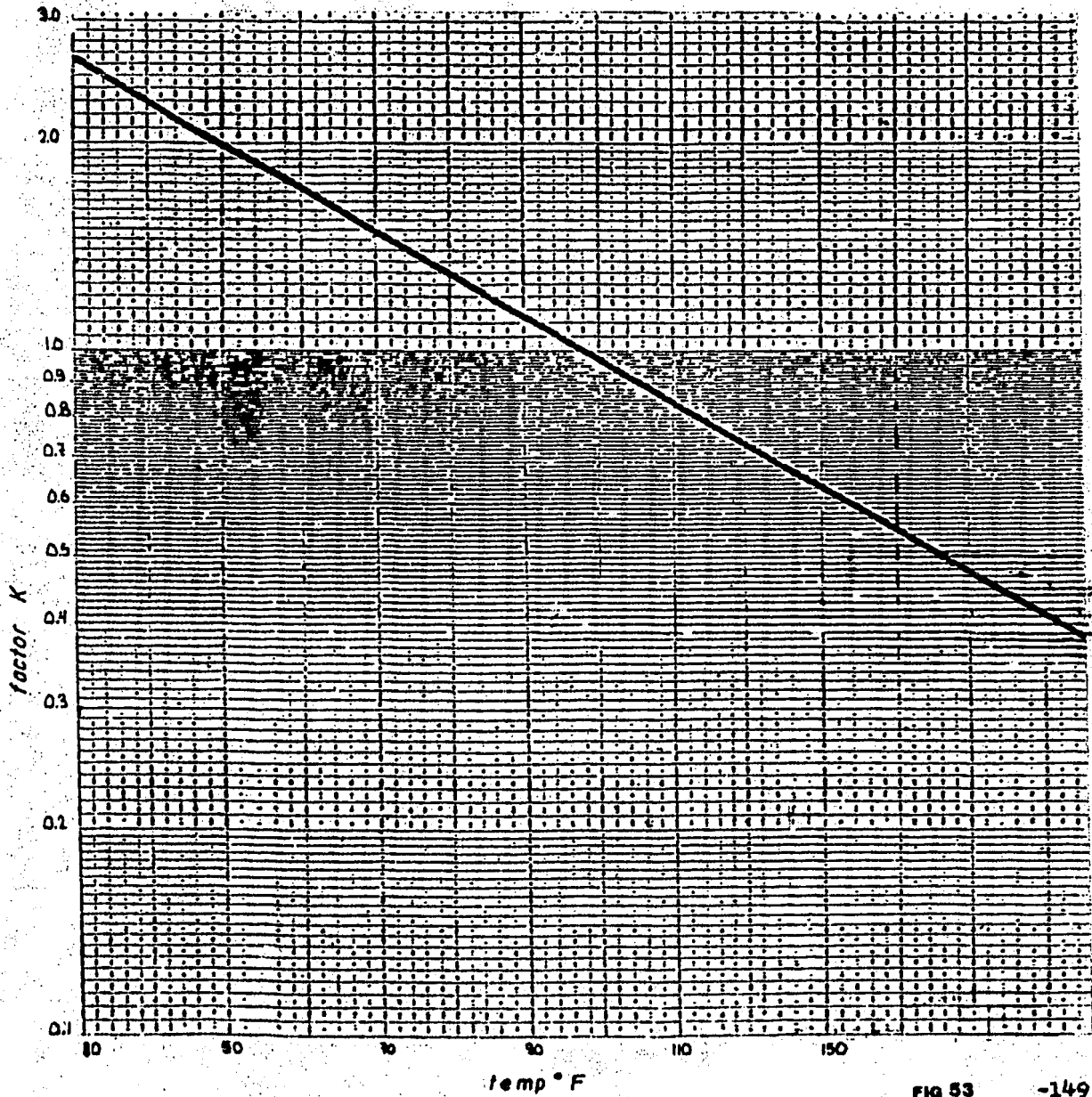


FIG 53

$$h = \frac{1.30}{0.065} \times 2.3 \log \frac{(7.5 - 0.075)}{(0.15 - 0.075)} =$$

$$= 91.8 \text{ in} + 6.0 \text{ in} = 97.8$$

$$97.8 \text{ in} = 8.14 \text{ ft.}$$

Siendo este el valor de la altura del empaque.

De acuerdo a las características proporcionadas en los puntos 7 a 8.4 y en base a los datos generados en el presente capítulo se puede concluir lo siguiente:

- 1.- El proveedor "A" proporciona una operación más eficiente-
la cual se basa en las características de operación utilizadas.
- a). Los volúmenes de agentes regenerantes son menores, como se puede constatar en la tabla anteriormente mostrada.
- b). Los volúmenes de resina ocupados son menores en todos los casos a excepción del volumen utilizado por el --- proveedor "B" en la unidad catiónica en donde éste valor es el más bajo de los 3 propuestos.
- c). La suma de los flujos requeridos para:
Retrolavado.
Regeneración.
Desplazamiento.
Lavado a dren, etc.,
Es menor en el sistema propuesto por el proveedor "A".
- d). Proporciona el sistema Unimixing para hacer una dispersión homogénea de la banda de sodio.
- e) Las potencias de los accionadores del proveedor "A" es menor que la sugerida por los otros dos, lo cual se reflejará en una disminución del costo de operación.

f). Como se puede observar del cálculo hecho para determinar el diámetro del desgasificador y la altura del empaque, - el Proveedor "A" se encontrará dentro del rango de aceptación.

De aquí que se puede concluir lo siguiente;

De la evaluación técnica de cada una de las etapas anteriormente indicadas se puede emitir el siguiente juicio: Técnicamente el Proveedor "A" ofrece un mejor sistema que el de los otros dos Proveedores.

Como 2a. opción queda el Proveedor "C" :

El Proveedor "B" no cumple técnicamente y por lo tanto queda fuera del concurso, omitiéndolo de las evaluación económica.

CAPITULO V

5.1 EVALUACION ECONOMICA DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA.

Como se mencionó al principio de este trabajo, el ingeniero químico juega un papel importante dentro del juicio de recomendación económica para la adquisición de cualquier equipo. En el caso particular de una planta de tratamiento de agua, los principales puntos a considerar son la inversión inicial, los costos de operación, los cuales involucran costos de regeneración de las unidades de intercambio, costos de la energía eléctrica consumida por los accionadores y por los diferentes equipos de la planta de tratamiento, etc.

La evaluación cuidadosa de estos puntos dará la facultad de emitir un juicio eficiente.

En la mayoría de los casos en la evaluación de alternativas existen proposiciones en la que el costo de inversión, o inicial es elevada, y los desembolsos futuros son bajos, en comparación con otros de costo inicial bajo y desembolsos futuros elevados.

Esto no puede compararse por medio de una inspección simple. El simple hecho de que las cantidades se encuentren

distribuidas en el tiempo es suficiente para exigir medidas de equivalencia.

Las comparaciones que se hacen en la práctica se conforman a uno de los siguientes métodos:

- 1) Método de costo anual
- 2) Método de valor actual
- 3) Método de tasa de rendimiento

Análisis del Proveedor A

Costo del Pretratamiento:

$$\frac{4075 \text{ Kg.}}{\text{día}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 1487375 \text{ Kg. al año de Ca(OH)}_2$$

$$\frac{1487375 \text{ Kg}}{\text{año}} \times \frac{1.80\$}{1 \text{ Kg.}} = 2,677,275 \text{ \$/año}$$

Costo cloro + ayuda coagulante = \$75,000 año

Costo total 2752275.00 \\$/ano

Requerimientos de la unidad catiónica;

<u>Unidad Catiónica</u>	<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>
<u>Retrolavado</u>	10	471.18	4711.8
<u>1a. Inyección</u>	19.64	376	7384.6
<u>2a. Inyección</u>	19.64	184	3613.7
<u>Desplazamiento</u>	30	188.26	5647.8
<u>Lav. a Dren.</u>	35.91	629	<u>22587.4</u>
			43945.3

$$\frac{43945.3 \text{ gal}}{16 \text{ hrs}} \times \frac{24 \text{ hrs}}{1 \text{ día}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 24060051.7 \text{ gal/año}$$

El precio de este servicio está incluido, en el costo de clarificación.

Cada galón que pasa por la unidad catiónica cuesta:

$$\frac{2517 \text{ lb}}{16 \text{ hrs.}} \times \frac{24 \text{ hrs}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año.}} \times \frac{.454 \text{ kg}}{1 \text{ lb.}} \times \frac{\$4.30}{1 \text{ kg.}} =$$

2,690,243\$/año de ácido

$$\frac{326780.0 \text{ gal.}}{\text{Ciclo}} \times \frac{1 \text{ ciclo}}{16 \text{ hrs.}} \times \frac{24 \text{ hrs}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año.}} =$$

178912.050.0 gal/año.

$$\frac{2690243.0}{178912050} = 0.015\$/\text{gal}$$

Resumen de la unidad aniónica (agua descationizada)

	<u>Ø(Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>	
<u>Retrolavado</u>	10	100.5	1005.2	
<u>Regeneración</u>	47	102.7	4830	
<u>Desplazamiento</u>	30.3	108	3276	
<u>Lavado a Drena.</u>	98	301	<u>29574</u>	
			38685	gal

$$\frac{38685 \text{ gal}}{16 \text{ hrs.}} \times \frac{24 \text{ hrs}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año.}} = 21180037.3 \text{ gal/año}$$

$$\frac{0.015\$}{\text{gal.}} \times \frac{21180037.5 \text{ gal.}}{\text{año}} = 317700\$/\text{año}$$

Costo de cada galón que pasa por la unidad aniónica.

$$\frac{3504 \text{ lb.sosa}}{16 \text{ hrs.}} \times \frac{24 \text{ hrs.}}{1 \text{ día}} \times \frac{.459 \text{ kg.}}{1 \text{ lb.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año.}} \times \frac{8.50\$}{1 \text{ kg.}} =$$

7,403,260\$/año de sosa

$$\frac{288970 \text{ Gal.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 158211075 \frac{\text{Gal.}}{\text{año}}$$

$$\frac{7403260 \text{ \$/año}}{158211075 \text{ Gal/año}} = 0.046 \text{ \$/Gal.}$$

<u>Resumen del Pulidor</u>	<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>	
<u>Retrolavado</u>	15	23.6	354	Desmin
<u>Desplazamiento</u>	16.32	6.75	<u>110.1</u>	
			464.16	Gal.
<u>Enjuague rápido</u>	22.91	47.3	<u>1085</u>	
			1550	Gal.

$$\frac{1550 \text{ Gal.}}{72 \text{ Hs}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 188583.3 \text{ Gal./año}$$

$$0.046 \text{ \$/Gal.} \times 188583.3 \text{ Gal/año} = 8674.8 \text{ \$/año}$$

Dilución de aniónico

<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>	
66.17	6.75	447	Gal.

$$54385 \text{ Gal./año} \times 0.015 \text{ \$/Gal.} = \underline{815 \text{ \$/año}} \text{ agua descat}$$

<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>	
66.17	3.5	231.0	

$$\frac{231}{72 \text{ Hs}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 28105.00 \text{ Gal/año}$$

$$28105.0 \text{ Gal/año} \times \frac{0.0017 \text{ \$}}{\text{Gal.}} = \underline{47.6 \text{ \$/año}} \text{ agua descat}$$

Consumo de sosa del pulidor

$$\frac{324.24 \text{ Lb. Sosa}}{72 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb.}} \times \frac{\$ 8.50}{\text{Kg}} =$$

$$= 152234 \text{ \$/año}$$

Consumo de acido del Pulidor

$$\frac{82 \text{ Lb.}}{72 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb}} \times$$

4.3 \$ = 19476 \$/año
Kg.

Costos de operación del proveedor A

Clarificación	2752275	\$/año
Acido-Catión	2690243	"
Sosa-Anión	7403260	"
Agua Descationizada	317700	"
Agua Pulidor	12364	"
Sosa-Pulidor	152234	"
Acido Pulidor	19476	"
T o t a l:	13347552	\$/año

Potencia eléctrica

Clarificador	5.62	Kw.
B. Clorador	2.25	"
Ag. Coagulante	0.187	"
Bomba Coagulante	0.375	"
Agit. Ayud. Coagulante	0.187	"
Bomba Ayuda Coagulante	0.187	"
Agit. de Cal	7.5	"
Bomba de Cal	3	"
Soplador	1.5	"
Bomba del Desq.	<u>11.25</u>	"
T o t a l:	32.05	Kw.

$$32.05 \text{ Kw} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{0.85 \$}{\text{Kw-Hs.}} =$$

238044 \$/año

Bombas de Acido

$$3.73 \text{ Kw} \times \frac{40 \text{ Min.}}{16 \text{ Hs}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min}}$$

$$\times \frac{0.83 \text{ \$}}{\text{Kw.-Hs}} = \underline{1157 \text{ \$/año}}$$

Bomba de Sosa

$$3.73 \text{ Kw} \times \frac{47 \text{ Min.}}{16 \text{ Hs}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min}}$$

$$\frac{0.85 \text{ \$}}{\text{Kw-Hs.}} = \underline{1360 \text{ \$/año}}$$

Acido Pulidor (Bomba)

$$0.22 \text{ Kw} \times \frac{66.17 \text{ Min}}{72 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$

$$\frac{0.85 \text{ \$}}{\text{Kw-Hs.}} = 25 \text{ \$/año}$$

Bomba-Caústico (Pulidor)

$$0.375 \text{ Kw} \times \frac{66.17 \text{ Min.}}{72 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{1 \text{ Hora}}{60 \text{ Min}} \times$$

$$\frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{0.85 \text{ \$}}{\text{Kw-Hs.}} = 42.761 \text{ \$/año}$$

Costo de Retrolavado y Regeneración de las unidades catiónicas y aniónicas:

Pot = 25 hp "Bomba de transferencia ya colocada en la planta".

$$25 \text{ hp} \times \frac{.746 \text{ Kw}}{1 \text{ hp}} = 18.65 \text{ Kw}$$

$$\underline{138867 \text{ \$/año}}$$

$$\frac{326780 \text{ Gal.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 178912050 \frac{\text{Gal.}}{\text{año}}$$

$$\frac{138867 \text{ \$/año}}{178912050 \text{ Gal/año}} = 0.0007 \text{ \$/Gal.}$$

Para la unidad catiónica

Tenemos:

$$0.0007 \text{ \$/Gal.} \times 24060051.7 \text{ Gal/año} = \underline{16842 \text{ \$/1 año}}$$

Consumo total de Energía Eléctrica

238044 \\$/año
 1157 "
 1360 "
 25 "
 42.7 "
16842 "
 258071 \\$/año

Análisis del proveedor "C"

Costo de Clarificación = 895000 \\$/año

Unidad catiónica

	<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>GASTO TOTAL</u>
<u>Retrolavado</u>	15	623	9347
<u>1a. Regeneración</u>	46	335	15410
<u>2a. Regeneración</u>	23	328	7544
<u>Desplazamiento</u>	7.14	335	2393
<u>Lavado rápido</u>	53	623	<u>33500</u>
T o t a l:			68194 Gal.

1575921985 Gal/año

$$\frac{68194 \text{ Gal.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 37606680 \text{ Gal/año.}$$

este costo está incluido en la clarificación.

Consumo de Acido

$$\frac{5360 \text{ Lb.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.454 \text{ Kg.}}{1 \text{ Lb.}} \times \frac{4.30 \text{ \$}}{1 \text{ Kg.}} =$$

5728926 \$/año

Cada galón por la unidad catiónica cuesta:

$$\frac{336268 \text{ Gal.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 184106730 \text{ Gal./año}$$

$$\frac{5728926.1}{184106730} = 0.031 \text{ \$/gal.}$$

Resumen de la unidad aniónica

	<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>	<u>Agua des-</u> <u>catióniza</u> <u>da.</u>
<u>Retrolavado</u>	15	180	2705	
<u>Regeneración</u>	66.16	110.25	7295	
<u>Desplazamiento</u>	14	110.25	1544	
<u>Lavado de Drenaje</u>	16	2205	35280	
T o t a l:			46819 Gal.	

$$\frac{46819 \text{ Gal.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 25633402.5 \text{ Gal/año}$$

$$0.031 \text{ \$/gal.} \times 25633402.5 \text{ Gal/año} = 794635.4 \text{ \$/año}$$

Consumo de Sosa

$$\frac{5292 \text{ Lb. Sosa}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb.}} \times \frac{8.50 \text{ \$}}{1 \text{ Kg}} =$$

11,180,950.83 \$/año

$$\frac{290566.7 \text{ Gal.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 159085268.3 \text{ Gal/año}$$

$$\frac{11180950.83}{159085268.3} = 0.07 \text{ \$/gal.}$$

Resumen del Pulidor

	<u>⊖ (Min)</u>	<u>GPM</u>	<u>TOTAL</u>
<u>Retrolavado</u>	15	45.96	690
<u>Desplazamiento</u>	15	13.84	207.6
<u>Lavado a Dren.</u>	24.54	91.89	<u>2255</u>
			3146

$$\frac{3146 \text{ Gal.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 191381 \text{ Gal/año}$$

∴ 19329 \$/año

Dilución de Acido

$$\frac{563 \text{ Gal.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 34249 \text{ Gal/año}$$

$$34249 \times 0.031 = 1061 \text{ \$/año}$$

Dilución de Sosa

$$\frac{831 \text{ Gal.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} = 50552 \text{ Gal/año}$$

$$50552 \times 0.031 = 1567 \text{ \$/año}$$

Consumo de Acido Pulidor

$$\frac{200 \text{ Lb.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb.}} \times \frac{4.30 \text{ \$}}{\text{Kg}} =$$

$$= 23751 \text{ \$/año de ácido}$$

Consumo de Sosa Pulidor

$$\frac{301.38 \text{ Lb.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.454 \text{ Kg}}{1 \text{ Lb.}} \times \frac{8.50 \text{ \$}}{\text{Kg}} =$$

$$70750 \text{ \$/año de sosa}$$

Sumando todos los costos anteriores;

1-	Clarificación	895000	\$/año
2-	Consumo de Acido	5728926.1	"
3-	Consumo de Sosa	11180950.8	"
4-	Agua descationizada	794635.4	"
5-	Agua Pulidor	21957	"
6-	Acido Pulidor	23751	"
7-	Sosa Pulidor	<u>70750.0</u>	"
T o t a l:		18715969.8	\$/año

Consumo de Energía Eléctrica

Potencia Eléctrica

1-	Clarificador	5.62	Kw
2-	Bomba Booster de Cloro	2.25	"
3-	Agitador Agente Coagulante	.375	"
4-	Bomba Agente Coagulante	.375	"
5-	Agitador Ayuda Coagulante	.375	"
6-	Bomba Ayuda Coagulante	.375	"
7-	Agitador de Cal	3.75	"
8-	Bomba de Cal	1.5	"
9-	Soplador	3	"
10-	Bombas de Ga.	<u>16.5</u>	"
T o t a l:		34.12	Kw

$$34.12 \text{ Kw} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{.85 \text{ \$}}{\text{Kw-hs}}$$

254057 \$/año

Bomba de Acido

$$3.73 \text{ Kw} \times \frac{70 \text{ min.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times$$

$$\frac{0.85 \text{ \$}}{\text{Kw-hs}} = 2025 \text{ \$/año}$$

Bomba de Sosa

$$3.73 \text{ Kw.} \times \frac{66.16 \text{ min.}}{16 \text{ Hs.}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{0.85 \text{ \$}}{1 \text{ Kw.Hs.}} =$$

= 1914 \$/año

Acido Pulidor

$$0.75 \text{ Kw} \times \frac{60 \text{ min.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times \frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}}$$
$$\times \frac{0.85 \text{ \$}}{\text{Kw Hs}} = 38.78$$

Sosa Pulidor

$$1.125 \text{ Kw} \times \frac{60 \text{ Min.}}{144 \text{ Hs.}} \times \frac{1 \text{ Hs.}}{60 \text{ Min}} \times \frac{24 \text{ Hs.}}{1 \text{ día.}} \times$$
$$\frac{365 \text{ días}}{1 \text{ año}} \times \frac{0.85 \text{ \$}}{\text{Kw Hs.}} = 58.17 \text{ \$/año}$$

Costo de Bombeo

0.0007 \\$/gal.

Para el Cati6n

$$0.0007 \text{ \$/gal.} \times 37606680 \text{ gal/año} = 26324 \text{ \$/año.}$$

Consumo total de Energfa El6ctrica

254057.0
2025.0
1914.0
38.78
58.17
26324.0
284417.0 \\$/año

TABLA COMPARATIVA

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR C
9.0 Costos (\$ M.N.)			
9.1 Inversión Inicial		Moneda Nal.	Moneda Nal.
9.2 Pretratamiento		6,644,185.00	6,016,200.00
9.3 Filtros de arena		3,749,875.00	2,160,500.00
9.4 Filtros de carbón act.		2,987,000.00	2,196,000.00
9.5 Unidad Desmineraliz.		742,433.00	1,110,884.90
		incluye pte.rpto.	incluye pte.rpto.
total de Inversión Inicial		20,805,399.00	21,481,549.00
10 Costos de Operación *		Anuales -Mon.Nal.	Anuales-Mon.Nal.
10.1 Clarificación		2,752,275.00	895,000.00
10.2 Acido U. Cationica		2,690,243.00	5,728,926.00
10.3 Sosa U. Anionica		740,326.00	1,118,095.80
10.4 Agua descationizada		317,700.00	794,635.00
10.5 Agua Pulidor		12,364.00	21,957.00
10.6 Sosa Pulidor		152,234.00	70,750.00
10.7 Acido Pulidor		19,476.00	23,751.00
Subtotal		13,347,552.00	18,715,969.80
Consumo de Energía Eléctrica *		Ver sub total	Ver subtotal
10.8 Motor Clarificador		Ver subtotal	Ver subtotal
10.9 Bomba clorador		Ver subtotal	Ver subtotal
10.10 Agitad. Coagulante		Ver subtotal	Ver subtotal
10.11 Bomba Coagulante		Ver subtotal	Ver subtotal
10.12 Agit. ayud. coag.		Ver subtotal	Ver subtotal
10.13 Bomba ayuda coag.		Ver subtotal	Ver subtotal
10.14 Agit. Cal.		Ver subtotal	Ver subtotal
10.15 Bomba de Cal		Ver subtotal	Ver subtotal
10.16 Sopladores		Ver subtotal	Ver subtotal

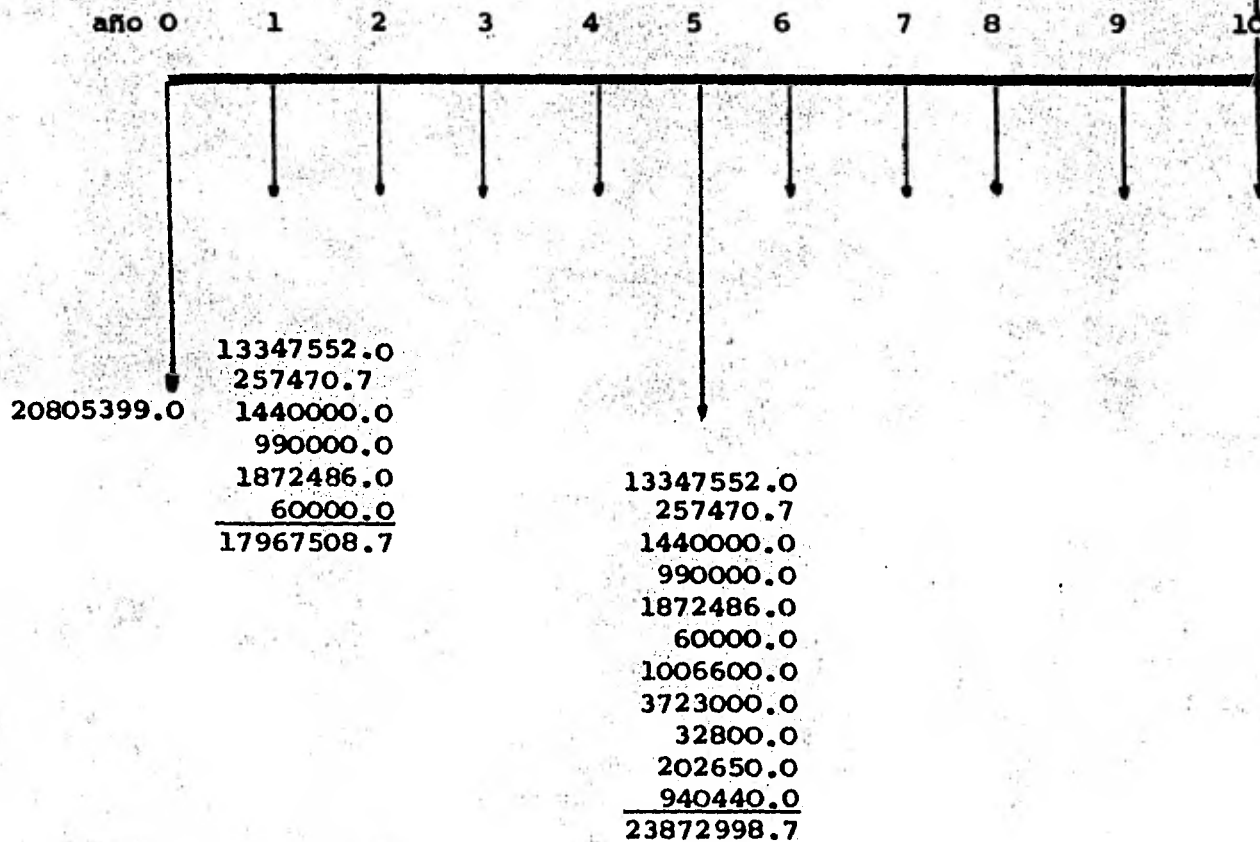
5.2 EVALUACION DE ALTERNATIVAS - METODO DEL VALOR PRESENTE.

Este método consiste en transformar cada alternativa a una cantidad simple equivalente situada en un tiempo considerado como tiempo cero. Para ésto, es necesario considerar los costos de operación que se tendrán en la planta.

DESCRIPCION	REQUERIDO	PROVEEDOR A	PROVEEDOR C
Costos Directos *			
Productos Químicos y Regenerantes		13347552.00	18715969.8
Energía Eléctrica		257470.70	284417.00
Mano de Obra		1440000.00	1440000.00
Supervisión		900000.00	900000.00
Mantenimiento **			
El mantenimiento a la planta de Tratamiento de agua, consiste en cambiar las resinas de intercambio iónico cada 5 años y la cama de carbón activado cada 5 años			
U catiónica		1006600.00	1340000.00
U aniónica		3723000.00	3307500.00
Pulidor Estrato Cat.		32800.00	80000.00
Estrato An.		202650.00	376725.00
Cama de Carbón Activado		940440.00	993916.00
Costos Indirectos			
Depreciación		1872486.00	1933339.4
Serv. técnicos de Ing.		60000.00	73000.00

PROVEEDOR "A"

Valor rescate= 2080540



Los gastos de operación en los años 1,2,3,4,6,7,8,9 son similares

Aplicando la ecuación se tiene:

$$PA_0 = \frac{20805399}{(1+.38)^0} = 20805399$$

$$PA_1 = \frac{17967508.7}{(1+.38)^1} = 13019933.8$$

$$PA_2 = 9434734.6$$

$$PA_3 = 6836764.2$$

$$PA_4 = 4954177.0$$

$$PA_5 = 4769924.9$$

$$PA_6 = 2601437.1$$

$$PA_7 = 1884791.6$$

$$PA_8 = 1366014.0$$

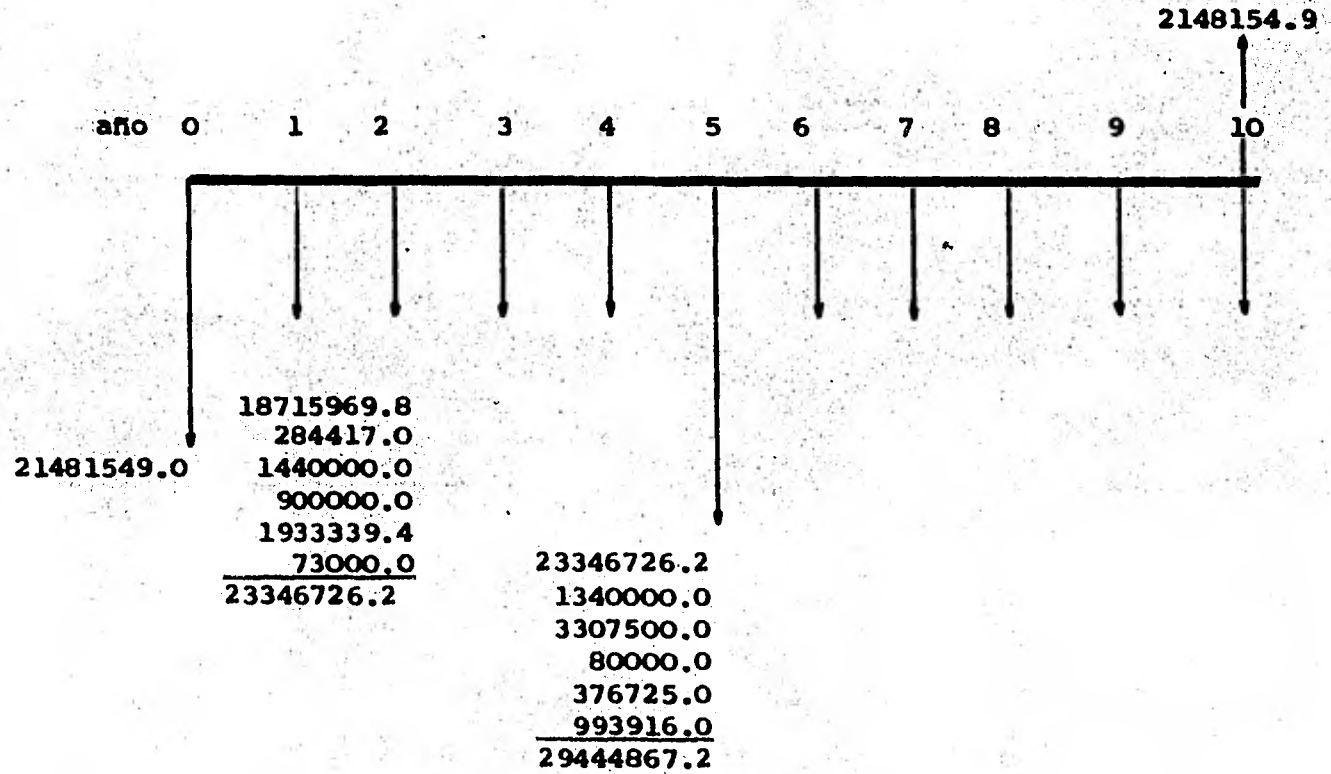
$$PA_9 = 989865.2$$

$$PA_{10} = 717293.60$$

$$PAVR = 83058.0$$

$$PA = 20805399 + 13019933.8 + 9434734.6 + 6836764.2 + 4954177 + 4769924.9 + 2601437.1 + 1884791.6 + 1366014 + 989865.2 + 717293.60 - 83058.0 = 67297277.0 \$.$$

PROVEEDOR "C"



Los costos de operación en los años 1, 2, 3, 4, 6, 7, 8, 9 son similares.

PBo = 21481549.0

PB1= 16917917.5

PB2= 12259360.5

PB3= 8883594.6

PB4= 6437387.3

PB5= 5883207.5

PB6= 3380270.6

PB7= 2449471.4

PB= 81600237.80 \$

PB8= 1774979.3

PB9= 1286216.9

PB10= 932041.20

PBRES= 85758.0

La ecuación que se utilizó para el ajuste a "valor presente" fue:

$$P = S/(1 + i)^n \text{ ----- (37)}$$

en donde;

P = Valor presente

S = Valor futuro

$(1+i)^n$ = Factor de pago simple

i = tasa de rendimiento
(38%; interés Bancario)

n = 10 años (Vida económica)

Se espera que el valor de recuperación de la inversión inicial sea del 10%. El valor de depreciación es calculado en base al método de línea recta mediante la siguiente ecuación:

$$CAD = I - Vr/n \text{ ----- (38)}$$

en donde:

CAD = Costo anual de Depreciación

I = Inversión inicial

Vr = Valor de Recuperación

De la tabulación económica puntos 9.0 a 10.22 y del análisis a valor presente mostrado anteriormente, se puede concluir:

- 1.- El Proveedor "A" es económicamente más atractivo por las siguientes razones:
- a) La inversión inicial es menor en \$676,150.00
 - b) La diferencia de costos de operación determinados a 10 años de vida útil favorecen al Proveedor "A" por \$14'302,960.80.

Los costos de operación como se ha indicado en la tabla anterior incluyen:

- Costo de clarificación
- Costo de regenerantes
- Costo de energía eléctrica
- Reposición de elementos intercambiadores
- Depreciación
- Mano de obra, etc.

La evaluación económica se aplicó a los Proveedores "A" y "C" únicamente, debido a que el Proveedor "B" técnicamente no cumplía con las especificaciones y requerimientos del proceso.

RECOMENDACION:

Por todo lo anteriormente señalado, se puede concluir que el proveedor "A" es el que ofrece una operación más eficiente y económicamente más atractiva en comparación con los otros 2 Proveedores. Por lo que se recomienda adquirir la Planta de

tratamiento de agua al Proveedor "A".

BIBLIOGRAFIA

DEMINERALIZATION BY ION EXCHANGE s/ed. (cap. 1,2,3,4,5,6,7,8,9,10)

Samuel B. Applebaum

TRATAMIENTO DE AGUA PARA LA INDUSTRIA Y OTROS USOS. 2/ed.

Eskel Nordel. (Cap. 2,3,4,8,13,15)

MASS TRANSFER OPERATIONS 2/ed. Español (cap. 5,6,8)

Robert E. Treybal.

PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS. (Cap. 3 3/ed.)

Hougen and Watson.

PRACTICAS DE INGENIERIA QUIMICA (PA. QUIMICA)

M. C. Valiente.

CHEMICAL ENGINEERS' HANBOOK 5/ed. (cap. 14,16,18)

Perry/Chilton

CURSO INGENIERIA BASICA DE PROCESO (IMP-1981)

R. & H Company

SYBRON/IONAC INFORMATION

Ionac Chemical

INGENIERIA ECONOMICA (Cap. 1,3,4,6)

George A. Taylor

PRINCIPIOS BASICOS DEL TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS (-Cap. 1 al 7)

Nalco.

DISTILLATION (Cap. 15)

Van Winkle

ANALISIS QUIMICO CUANTITATIVO Cap. 6 6/ed.

Fernando Orozco O.

MATHEMATICS OF COST COMPARISON

F.C. Jelen

DREW PRINCIPLES OF INDUSTRIAL

Water Treatment Cap.2