

# Universidad Autónoma de Guadalajara

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

---

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

REUTILIZACION DEL EXCEDENTE DE AGUA CALIENTE  
DE INTERCAMBIADORES COMO AGUA DE  
REPOSICION EN CALDERAS

TESIS PROFESIONAL  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A  
FRANCISCO ESPAÑA RIMOLDI  
ASESOR: I. Q. MA. DEL CONSUELO LOPEZ L.  
GUADALAJARA, JAL. 1985



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

# I N D I C E

INTRODUCCION .....		1
CAPITULO I	DESCRIPCION Y PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES APV'S .....	2
	1. Descripción y desarrollo histórico .....	3
	2. Características .....	5
	2.1 Disposición de flujo en los intercambiadores .....	9
	2.2 Factores a tener en cuenta en la transmisión del calor por convección forzada .....	11
	2.2.a Coeficiente global de transmisión ..	11
	2.2.b Diferencia media de temperatura ....	13
	2.2.c Superficie de transmisión .....	14
	3. Ventajas y limitaciones de los intercambiadores de calor de placas .....	14
	3.1 Ventajas .....	14
	3.1.a Capacidad de transmisión .....	14
	3.1.b Ahorro de espacio .....	15
	3.1.c Flexibilidad .....	15
	3.1.d Eficacia .....	15
	3.1.e Tiempo de contacto .....	19
	3.1.f Otras ventajas .....	19
	3.2 Limitaciones .....	19
	4. Campo de aplicación .....	21
CAPITULO II	DESCRIPCION DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS .....	23
	1. Descripción del sistema de tratamiento externo de agua para calderas .....	25
	1. Unidades Catiónicas .....	26
	2. Aereador de tiro forzado .....	29
	3. Unidades aniónicas .....	31
	4. Desaereador .....	37
	2. Tratamiento interno de agua para calderas .	39

CAPITULO III	ESTADISTICAS DE PRODUCCION DE VAPOR Y CONSUMO DE AGUA EN LOS AÑOS 1983 y 1984 .....	44
CAPITULO IV	CALCULOS PARA DETERMINAR LA TEMPERATURA DEL AGUA A LA SALIDA DEL DESCARBONATADOR .....	61
CAPITULO V	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL CALENTADOR DESDREADOR .....	69
CONCLUSIONES	.....	73
BIBLIOGRAFIA	.....	74

## I N T R O D U C C I O N

Debido a que día a día se ha hecho mayor la necesidad de racionalizar el uso del agua, en parte por la escasez de ésta y al alto costo que representa, sobre todo a nivel industrial, el consumirla, nos lleva a buscar nuevas formas de reutilizar todos los efluentes que, sin afectar la calidad y continuidad de un proceso, nos lleven a tener un ahorro considerable de la misma.

En el desarrollo de este trabajo, se hace una descripción de los equipos que se involucran en el proceso a analizar, para dar a conocer el sistema de trabajo de los mismos. Se describe también el sistema que se tiene para tratar el agua de las calderas, determinando con datos de proveedores las características de trabajo de zeolitas y así determinar los flujos de trabajo, temperaturas y características de uso de las mismas.

En el desarrollo de este trabajo también se efectuó un análisis del efluente de agua caliente excedente de un intercambiador de calor de placas, que utiliza agua fresca en una de sus secciones para enfriar un fluido.

Se realizó un estudio estadístico de consumo de vapor y agua mensual, así como un análisis comparativo de consumo, para determinar las cantidades de agua necesarias de reposición.

Una vez obtenida la cantidad de agua excedente de los intercambiadores, se procedió a verificar si se podía tratar el agua con el equipo que actualmente se tiene, y de esta forma, proceder a efectuar los cálculos necesarios para poder reutilizar dicha agua como alimentación de las calderas.

## CAPITULO 1

### DESCRIPCION Y PRINCIPIO DE FUNCIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES APV'S

1. Descripción y desarrollo histórico.
2. Características.
  - 2.1 Disposición de flujo en los intercambiadores
  - 2.2 Factores a tener en cuenta en la transmisión del calor por convección forzada.
    - 2.2.a Coeficiente global de transmisión.
    - 2.2.b Diferencia media de temperatura.
    - 2.2.c Superficie de transmisión.
3. Ventajas y limitaciones de los intercambiadores de calor de placas.
  - 3.1 Ventajas.
    - 3.1.a Capacidad de transmisión.
    - 3.1.b Ahorro de espacio.
    - 3.1.c Flexibilidad.
    - 3.1.d Eficacia.
    - 3.1.e Tiempo de contacto.
    - 3.1.f Otras ventajas.
  - 3.2 Limitaciones
4. Campo de Aplicación.

## INTERCAMBIADORES DE CALOR DE PLACAS

### 1. Descripción y Desarrollo Histórico.

Una de las operaciones básicas de la Ingeniería química de mayor importancia en el campo industrial es, evidentemente, el transporte de calor. En la mayor parte de las industrias son fundamentales los problemas relacionados con la transmisión del calor. Estos problemas adquieren un relieve especial en las industrias químicas y de la alimentación en las que tan frecuentes son los procesos de calentamiento o enfriamiento de fluidos, concentración de soluciones o pasteurización de líquidos destinados a servir como alimentos.

Los cambiadores de calor son los aparatos que sirven para realizar estas operaciones de transmisión de calor. Podremos por consiguiente llamar cambiador de calor a cualquier dispositivo que, separando dos fluidos a distinta temperatura, por medio de una pared, sólida y diátermica, permite el intercambio de calor entre ambos fluidos.

En Cervicería Modelo de México, se le conoce a los intercambiadores de calor de placas como APV's, por lo que en el transcurso del estudio se hablará en términos de APV's para describirlos o hacer mención de éstos.

Tradicional y convencionalmente, la idea de un cambiador de calor ha sido unida a un haz de tubos metálicos, rodeado de un cilindro envolvente también metálico. Uno de los fluidos, el caliente o el frío, circula por el interior de los tubos, mientras que el otro, el frío o el caliente, lo hace por el espacio comprendido entre la pared interior del cilindro y la exterior de los tubos; no es corriente encontrar en la bibliografía técnica referencias a cambiadores de calor no tubulares.

A Continuación se describe el tipo de intercambiador de calor revolucionario frente al tubular clásico, utilizado en la actualidad en muchas industrias, por sus notables ventajas y amplio campo de aplicación, nos referimos al cambiador de calor de placas.

Su origen es inglés, fué en 1923 cuando el Dr. Richard Seligman, primero en las técnicas de la soldadura de aluminio y de los aceros inoxidables, fundador de "The Aluminum Plant and Vessel Company", tuvo la feliz idea de aplicar un paquete de placas metálicas, dispuestas de manera semejante a la de un filtro prensa, e intercambiar el calor entre dos fluidos. (La figura 1)[1], representa esquemáticamente el camino seguido por los fluidos a través del paquete de placas.

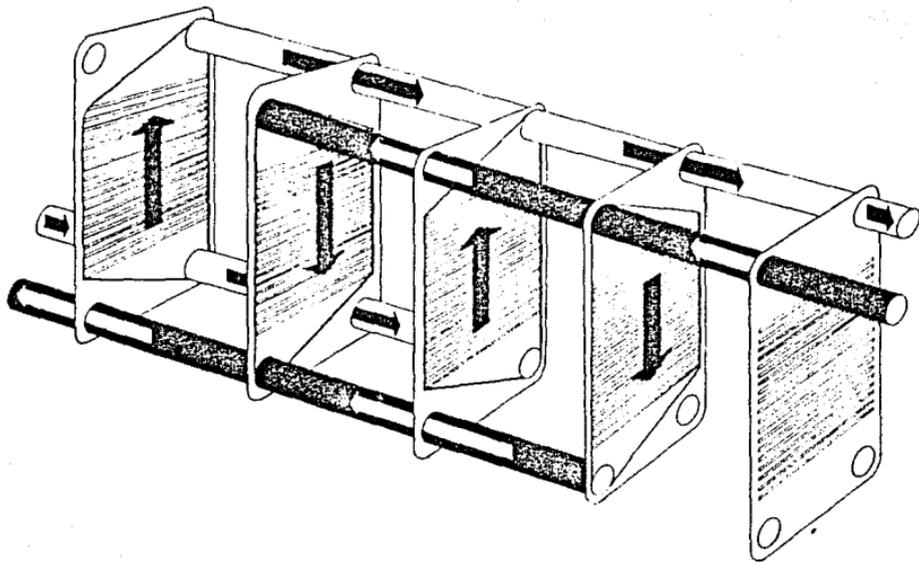


FIGURA 1

Estas son, para la mayor parte de las aplicaciones, construidas en acero inoxidable del tipo 18/8 + Mo, pudiendo también utilizar - aleaciones diversas como titanio, monel, inconel, nionel, etc.

Las placas son totalmente independientes entre sí, montadas en un bastidor formado, elementalmente, por una barra rail y dos gruesas placas que sirven de principio y fin al paquete.

Juntas de elastómetros sintéticos, de composición adecuada a cada aplicación, separa las placas entre sí, en sus bordes, dejando libre el espacio por el que circulan los fluidos, a la vez que logran la imprescindible hermeticidad del conjunto. En los conductos de flujo se disponen estas juntas de tal manera, que puede hacer circular cada fluido a través de espacios entre placas alternos y, generalmente, en contracorriente, la pequeña abertura a la presión atmosférica que se puede ver en la (figura 1)[1], evitará la mezcla de los dos fluidos ante la rarísima eventualidad de derrame por alguna junta.

Los estrechos espacios entre placas sólo admiten finísimas películas de fluido que, al pasar por la superficie corrugada especial de las placas (figura 2)[1], conseguida por estampación en prensas especiales, aumenta al máximo la superficie de transmisión y produce una muy considerable turbulencia, tan necesaria para la eficacia en el intercambiador de calor.

Las placas agrupadas para trabajar en paralelo, facilitan el "paso" mínimo y suficiente para el caudal requerido en cada caso, - los "pasos" se disponen en serie, obstruyendo los conductos al final de cada paso, tal y como se aprecia claramente en la (figura 1)[1].

Es posible también llevar a cabo en un mínimo equipo, simultáneamente, diversos calentamientos y enfriamientos, colocando convenientemente gruesas placas intermedias que sirven de tabiques separadores de las distintas secciones o cambiadores, tal es el caso de los intercambiadores de placas (APV'S), usados en Cervecería Modelo de México (figura 3) [1], para el enfriamiento de Mosto.

En la (figura 3-38)[1], se observan las condiciones de trabajo - del equipo que posteriormente se evaluarán para el desarrollo del presente estudio.

## 2. Características

De las diferentes formas conocidas en que puede transmitirse el calor, la que se aplica en el cambiador de calor de placas es la denominada "convección forzada". Los vehículos del calor transmitido, son los mismo fluidos en movimiento que es producido por -

**FIGURA 2**

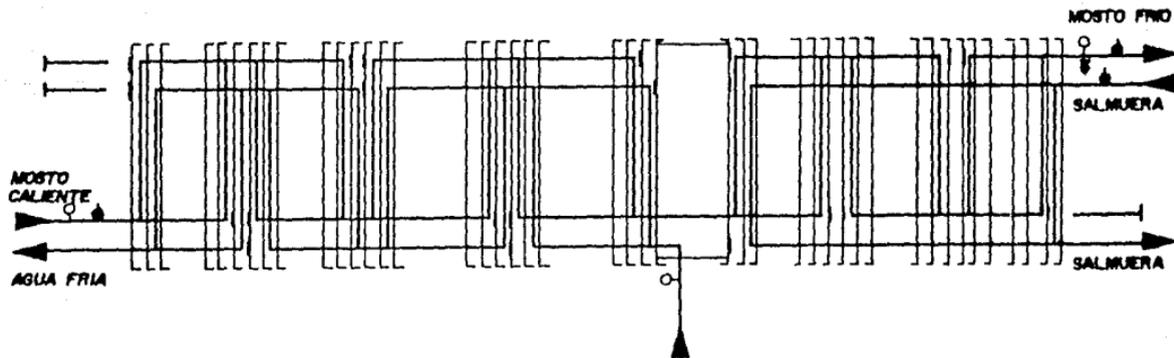


**AMPLIFICACION DE UN  
CANAL MOSTRANDO LA  
TURBULENCIA**



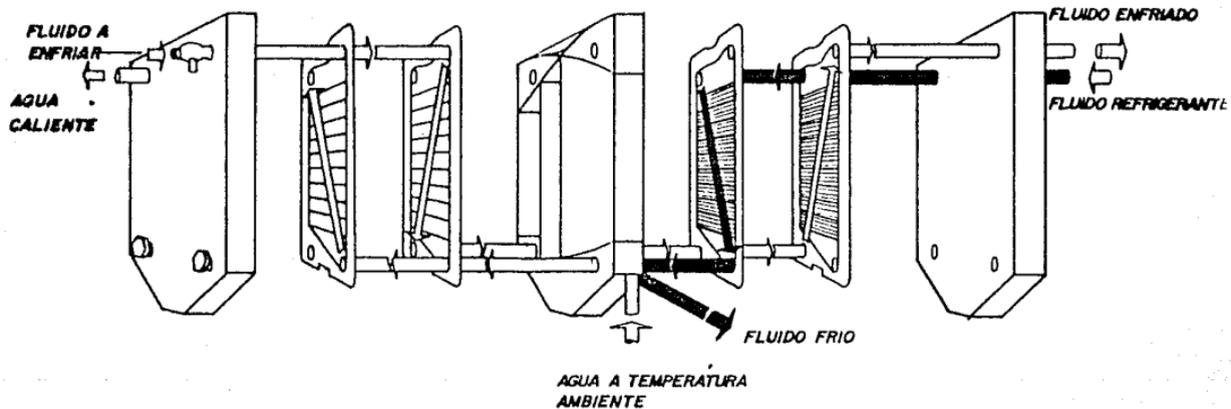
**CORTE A TRAVES DE  
UN PAQUETE DE PLACAS**

FIGURA N°3 (ESQUEMATICO)



**ENFRIAMIENTO EN DOS ETAPAS  
TRES FLUIDOS MANEJADOS SIMULTANEAMENTE**

**FIGURA 3**



**ENFRIAMIENTO EN DOS ETAPAS  
TRES FLUIDOS MANEJADOS SIMULTANEAMENTE**

algún medio mecánico externo, tal como una bomba o simplemente facilitando la caída libre del líquido desde la altura necesaria. La diferencia fundamental de ésta, la transmisión es debida a la variación de temperaturas.

Dos condiciones exige la "Convección forzada", que haya una definida diferencia de temperaturas entre las dos corrientes que transportan el calor y que la dirección del flujo vaya del nivel más caliente al más frío, o viceversa.

A continuación, se detallan los conceptos básicos de la transmisión de calor por convección forzada.

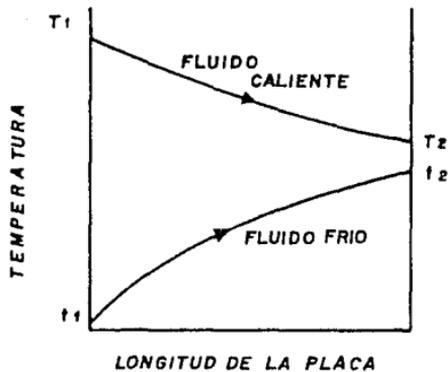
2.1 Disposición del flujo en los intercambiadores.- Puede hacerse en corrientes paralelas para ambos fluidos o en contracorriente. En el primer caso (figura 4) [1], los dos fluidos se parados por la pared metálica, la placa en nuestro caso, fluyen en la misma dirección, es decir, ambos de arriba a abajo, o de abajo a arriba. En el segundo caso (figura 5) [1], las direcciones seguidas por los dos fluidos son opuestas, o sea, el fluido caliente de abajo hacia arriba y el frío de arriba hacia abajo.

Si, tanto para corrientes paralelas como para contracorrientes, aumentamos el caudal de uno de los fluidos con respecto al otro, disminuirá la diferencia entre las temperaturas inicial y final del fluido cuyo caudal se incrementó, incrementándose así la diferencia media entre las temperaturas de ambos fluidos. El efecto opuesto se conseguirá reduciendo, el caudal de uno de los dos fluidos con respecto al otro.

(La figura 4) [1], nos permite observar que, para corrientes paralelas, la temperatura de salida del fluido frío calentando, podrá ser superior a la temperatura de salida del líquido caliente enfriado, pues las curvas resultan asintóticas a medida que aumenta la longitud del cambiador. Por el contrario para los fluidos en contracorriente, la temperatura de salida del fluido frío calentado, sí puede exceder a la temperatura de salida del líquido caliente enfriado. Circunstancia que es de singular importancia, especialmente en los problemas de recuperación de calor.

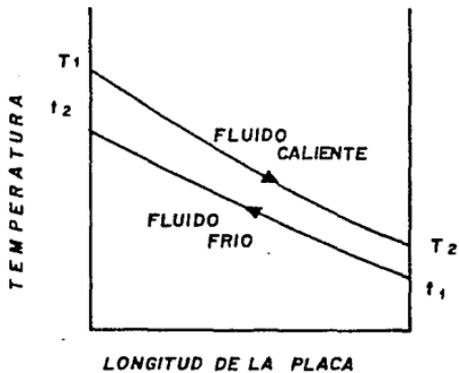
Es pues más eficaz el intercambiador en contracorriente, necesita menos superficie de transmisión y por consiguiente, es más económico. Por estas razones se intenta siempre en los cambiadores de calor de placas, conseguir al máximo la disposición en contracorriente. Cuando ésto no es completamente posible, debido fundamentalmente a la necesidad de limitar las pérdidas de presión, se utiliza un factor de corrección denominado de "concurrancia".

**FIGURA 4**



**REGIMEN DE TEMPERATURA PARA EL SISTEMA DE CORRIENTES PARALELAS**

**FIGURA 5**



**REGIMEN DE TEMPERATURAS A CONTRA-CORRIENTE**

2.2 Factores a tener en cuenta en la transmisión del calor por -- convección forzada.

Son tres los factores a tener en cuenta en la transmisión del calor por convección forzada:

- a) El coeficiente global de transmisión.
- b) La diferencia media de temperatura entre ambos fluidos.
- c) El área de la superficie que separa ambos fluidos, a través de la cual tiene lugar la transmisión de calor.

2.2.a El coeficiente global de transmisión.- Imaginemos un fluido "regando" una pared metálica, hay una capa laminar adyacente que se considera estacionaria y la resistencia térmica de esta capa de fluido es extremadamente alta.

Esta resistencia térmica está a su vez influenciada por la densidad, velocidad, calor específico, conductividad térmica y densidad del fluido, así como por la dimensión que define el "paso" a través del cual tiene lugar el flujo.

La combinación de estos seis factores nos da una cifra que representa la resistencia térmica de la capa y cuyo valor reciproco se conoce como "coeficiente de película".

Veamos en la (figura 6)[1] cómo, en el transporte de calor -- desde un lado al otro de la pared del cambiador, hay tres capas que oponen resistencia al paso del calor: las de ambos fluidos, una a cada lado, y la misma pared metálica, si admitimos que la resistencia de esta última capa puede ser considerada prácticamente despreciable y que la resistencia total es la suma de las parciales, tendremos:

$$r_r = r_1 + r_2$$

Para las resistencias, o :

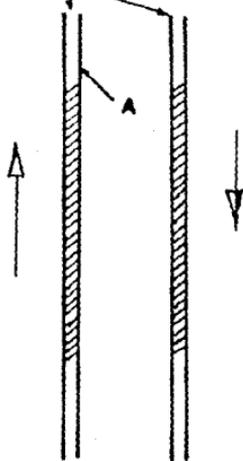
$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2}$$

Para los "coeficientes" de película.

En esta expresión, U es el coeficiente global de transmisión de calor, que representa la velocidad a la que puede ser -- transmitido el calor por unidad de superficie, en la unidad de tiempo y por cada grado de variación en la temperatura.

FIGURA 6

CAPAS LIMITES ESTACIONARIAS



CAPAS DISTINTAS

QUE SE OPONEN AL PASO

DEL CALOR

El valor calculado de U, basado en las características físicas de los fluidos, puede ser notablemente alterado si se forman depósitos de sólidos a ambos lados o a un lado de la pared metálica, lo que ocurre en la práctica con alguna frecuencia, por diversas causas.

Para salvar este inconveniente, se utilizan en el cálculo, - adecuados factores de corrección, basados generalmente en datos experimentales.

- 2.2.b Diferencia media de temperaturas.- El segundo factor, de decisiva influencia en el transporte térmico, es la medida de las diferencias entre las temperaturas de entrada y salida de ambos fluidos, si permanecen constantes los otros dos factores, coeficiente global y superficie de transmisión, el calor transmitido es directamente proporcional a esta media de temperaturas.

Al no ser lineales las curvas de calentamiento o enfriamiento (figs. 4 y 5) [1], no podemos utilizar como valor medio de estas diferencias de temperaturas la media aritmética, hemos de utilizar una media logarítmica. De aquí que usualmente se hable de la "Media Logarítmica de las diferencias de temperaturas" (LMTD), su expresión matemática es:

Para la figura 4

$$\frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_2)}}$$

Para la figura 5

$$\frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Si queremos expresar ambos casos de manera sencilla, podemos escribir:

LMTD = Mayor de las diferencias - Menor de las diferencias

$$\ln \frac{\text{Mayor de las diferencias}}{\text{Menor de las diferencias}}$$

- 2.2.c La superficie de transmisión.- No es necesario insistir en la importancia que para la transmisión del calor tiene la superficie que separa ambos fluidos, basta con decir que el calor transmitido es directamente proporcional a esta superficie, si permanecen constantes los otros dos factores:

Coefficiente global y media de las diferencias de temperatura.

El producto de estos tres factores nos da un flujo de calor, en unidades de calor por unidad de tiempo, este caudal térmico se puede expresar por la fórmula:

$$q = U \times A \times DT$$

en la que:

U = Coeficiente global de transmisión.

A = Superficie de transmisión.

DT= Media logarítmica de las diferencias de temperaturas.

Naturalmente, en la industria el problema planteado suele ser el de determinar la superficie necesaria para conseguir un flujo de calor entre dos fluidos, cuyos caudales y temperaturas se conocen, esta superficie calculada fijará el número de tubos para los cambiadores tubulares clásicos o el número de placas para los intercambiadores en mención (APV'S).

3. Ventajas y limitaciones de los intercambiadores de calor de placas.

A continuación se enumeran las diversas características que definen el diseño y funcionamiento de un intercambiador de placas con respecto al tubular así como sus limitaciones.

- 3.1 Ventajas.

- 3.1.a Capacidad de transmisión.- El especial diseño que se da a la superficie de las placas con diversos grados de corrugación, tanto en la forma y profundidad de las "crestas" y "valles" como en la distribución y cantidad de las mismas, es causa directa del efecto de turbulencia producido, que permite alcanzar valores en los coeficientes de transmisión de hasta 3000-4000 Kcal m<sup>2</sup>/°C/h.

Un cambiador de calor tubular tiene siempre un coeficiente relativamente bajo en el lado del cilindro, debido a la limitada velocidad del líquido, y el coeficiente global es, sin duda, mucho menor que en el sistema de placas. Los intentos de mejorar los coeficientes de transmisión por medio de tubos concéntricos son tan complejos como ineficaces.

Influye, así mismo, decisivamente en esta muy alta capacidad de transmisión, el perfecto control de las velocidades de ambos fluidos. Es de notar que en el sistema de placas se consigue mantener la turbulencia a viscosidades a las que el flujo es ya laminar en los sistemas convencionales, debido a que reduce el valor crítico del número de Reynolds desde 2300 a - 200.

- 3.1.b. Ahorro de espacio.- La gran superficie de cada placa hace posible una operación de intercambio de calor en un volumen - muy reducido. Es evidentemente notable el ahorro de espacio que puede conseguirse empleando cambiadores de calor de placas en sustitución de los tubulares clásicos.

A manera de orientación, digamos que el espacio ocupado por un pequeño cambiador de placas de 8000 l/hr de capacidad es, aproximadamente de 1.000 x .600 m x 1.5 m de altura, ocupando uno de gran capacidad para 100 000 l/hr, por ejemplo, - - - - 4.400 x .800 x 1.9 m de altura (figuras 7 y 8) [1].

- 3.1.c. Flexibilidad.- (La figura 9) [1], habla por sí misma de la facilidad y rapidez con que puede ser abierto o cerrado un - cambiador de calor de placas.

El ser cada placa una unidad totalmente independiente de los demás, permite el aumentar o disminuir su número convenientemente o agruparlos y combinarlos de distintas formas de manera que se pueda modificar la capacidad del equipo y simultáneamente trabajar un solo equipo con varias aplicaciones de - calentamiento y enfriamiento.

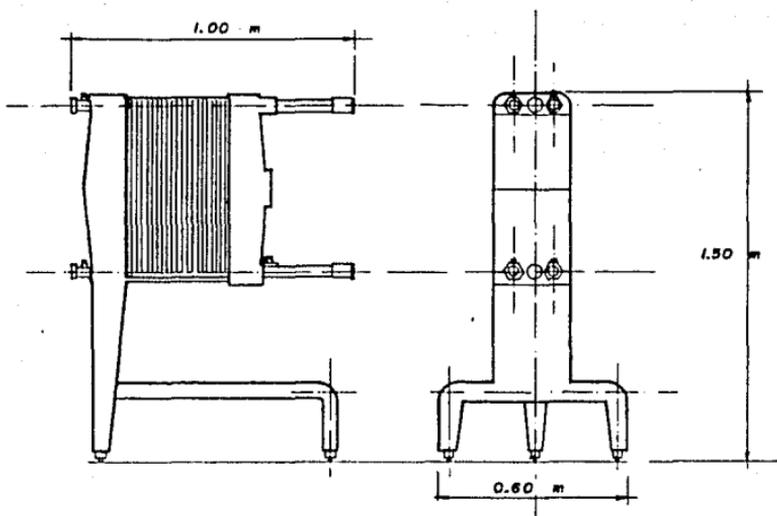
Esta extraordinaria flexibilidad facilita también, definitiva mente, las operaciones de limpieza e inspección de las placas, con lo que se garantiza la perfecta conservación del equipo.

- 3.1.d. Eficacia.- Se mide la eficacia de un cambiador, por el grado de aproximación de las temperaturas de ambos fluidos al final del recorrido. Es decir, por la diferencia entre la temperatura de salida del producto, por ejemplo y la de la entrada del medio de enfriamiento y calentamiento.

Pues bien, esta diferencia que sólo teóricamente puede llegar a ser cero, en los cambiadores de placas es incluso del orden de 1 ó 2 °C ; esta diferencia es mucho mayor en el sistema tubular, aún cuando la superficie de transmisión sea mayor.

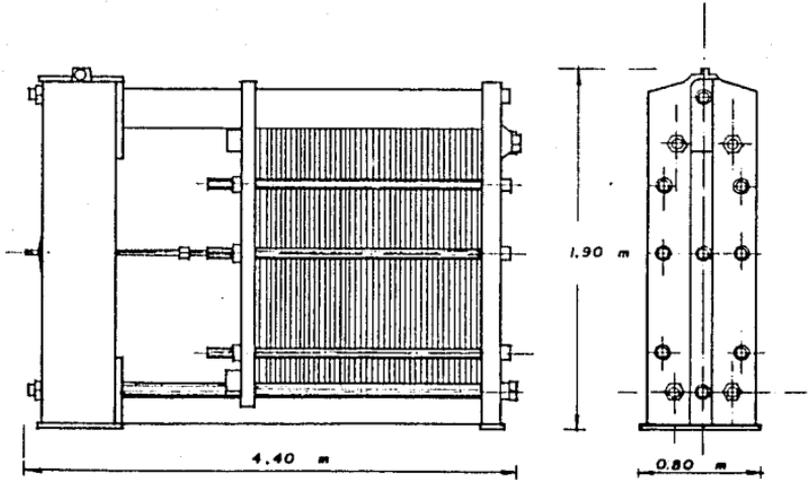
Esto se traduce en el aprovechamiento del calor por regeneración hasta del 75 - 90% ó, lo que es igual, en notables reducciones de las cantidades del medio de calentamiento o enfriamiento.

**FIGURA 7**



**CAMBIADOR DE PLACAS CON CAPACIDAD  
HASTA DE 8,000 l/h**

FIGURA 8



GAMBIADOR DE PLACAS CON CAPACIDAD HASTA DE  
100,000 l/h

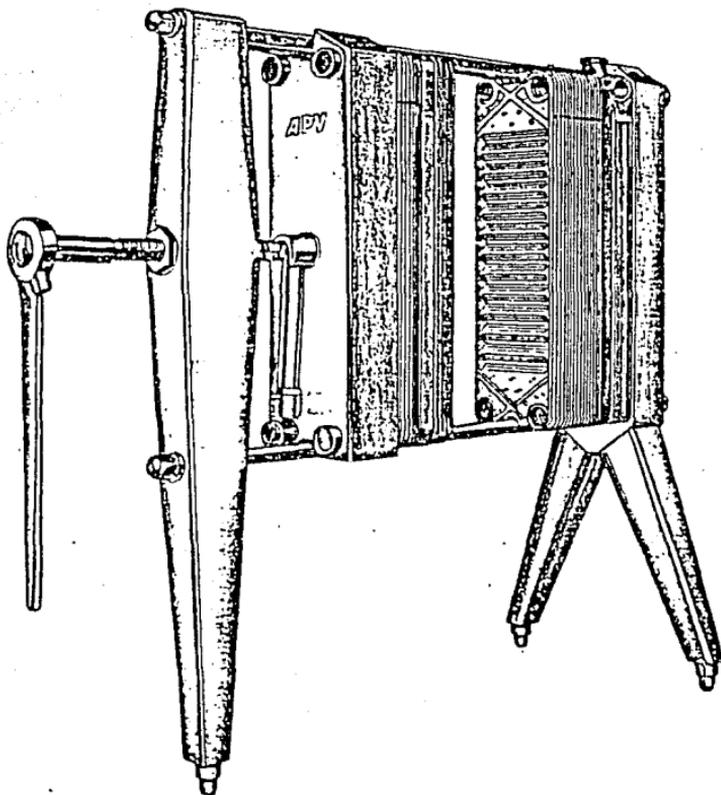


FIGURA 9

- 3.1.e Tiempo de Contacto.- Si para simples procesos industriales de calentamiento, puede no tener excesiva importancia el tiempo en que el producto permanece "en contacto" con el medio caliente, no podemos decir lo mismo cuando se procesan líquidos potables que sometidos a calentamientos prolongados a temperaturas relativamente altas (65-95°C), verían notablemente alterados sus características de sabor, olor y calor.

El cambiador de placas, ha resuelto este problema, ya que el tiempo de contacto del fluido a calentar con las placas es solamente de unos pocos segundos, ésto es consecuencia del pequeño volumen de líquido que contiene el cambiador, este volumen es de unos 200 lts. de cada fluido para una superficie de calefacción de 110 m<sup>2</sup>.

Esta especial y destacada característica, ha hecho posible el sistema de pasteurización a alta temperatura, durante muy breve tiempo, aplicando con definitivo éxito hoy día a líquidos potables, tales como; cerveza, leche, zumos de fruta y vino, en los intercambiadores de placas.

- 3.1.f Otras Ventajas.- La ligereza del equipo es bastante menor al de los intercambiadores tubulares, siendo además, mínimas sus exigencias de montaje.

Las pérdidas de calor son prácticamente despreciables, puesto que solamente los bordes de las placas están en contacto con la atmósfera, en ningún caso es, pues, necesario el aislamiento térmico del equipo.

Imposibilidad práctica de mezcla de dos fluidos, ya que al producirse sería preciso el que se perforase alguna placa.

### 3.2 Limitaciones.

De manera general, puede decirse que los intercambiadores de calor de placas tienen las mismas limitaciones que los demás tipos de cambiadores conocidos y que responden a la imposibilidad de que el fluido frío ceda calor o viceversa; ésto, podría suceder en aquellos casos teóricos en que el calor específico de uno de los fluidos variará mucho con la temperatura o si uno de los fluidos cambiara de estado en el interior del intercambiador.

A continuación, se enumeran algunas causas que limitan, en cierto modo, aunque muy relativamente a los sistemas de placas.

1. No son recomendables para intercambios de calor en los sistemas líquido-gas y gas-gas.

2. El metal a emplear en la construcción de las placas viene acondicionado, desde un punto de vista mecánico por la presión de trabajo que se pueda conseguir.

De hecho las placas se construyen de diversos materiales, especialmente de acero inoxidable de distinta composición, titanio, aleaciones del tipo monel, nionel, inconel y cobre-niquel.

Es más recomendable el acero inoxidable, cuya resistencia admite presiones de trabajo, desde  $1.1 \text{ kg/cm}^2$  para unidades - grandes (figura 8) [1].

Todos los demás materiales citados reducen notablemente la presión de trabajo admisible, llegando a ser estas reducciones, en ciertos casos, hasta del 80%, tomando como referencia al acero inoxidable, materiales como cobre y aluminio, sin alear admitirán tan pequeñas presiones de trabajo que no se pueden utilizar con garantía.

3. El empleo de juntas de goma o caucho sintético para conseguir la necesaria separación entre placas y la hermeticidad del conjunto; no obstante, este problema queda reducido a una cuidadosa selección del tipo de caucho sintético adecuado para cada aplicación. Es tal la variedad de elastómeros sintéticos que actualmente se encuentran en el mercado, que no es difícil poder cubrir con ellos la mayor parte de las aplicaciones industriales implicadas con problemas de Intercambio - de calor.

Algunos materiales más conocidos desde el punto de vista industrial:

- SBR, el más clásico caucho sintético, del tipo butadieno-estireno; es recomendable para líquidos no grasos, como leche, zumos de fruta y cerveza, para presiones máximas de  $7 \text{ kg/cm}^2$  y temperaturas hasta de  $80^\circ\text{C}$ .
- Los del tipo Nitrilo conocidos como Buna Paracril-Hycar, cuya excelente resistencia a los aceites, grasas, disolventes, etc. permiten su empleo con la mayor parte de los líquidos potables o industriales a temperaturas hasta de  $135^\circ\text{C}$ .
- Los del tipo butilo, con especial aplicación a las disoluciones alcalinas y disolventes orgánicos del tipo acetona.
- Elastómeros fluorados (como el "Viton") de especial resistencia a aceites minerales y lubricantes, disolventes aromáticos etc., pudiendo llegar a trabajar incluso a temperaturas de  $-175^\circ\text{C}$ .

-Los del tipo silicona, cuya larga vida a temperaturas comprendidas entre 90 y 300 °C, los hace imprescindibles cuando el factor de temperatura sea primordial.

Recientemente se ha empezado a utilizar también con éxito juntas de compuestos de amianto del tipo klingerit, lo que abre nuevas perspectivas de aplicación para los intercambiadores de placas, especialmente para diversos productos orgánicos a los que las juntas de goma ofrecen una pobre resistencia y para procesos que hayan que tener lugar a temperaturas superiores a los 200°C.

Debido al escaso espacio libre entre placas, el sistema de --placas no es el adecuado para procesar líquidos que lleven --gran cantidad de sólidos en suspensión. Por ejemplo, para zumos de frutas, se suele tamizar el zumo a través de mallas de milímetro. Para aplicaciones especiales se utilizan placas que permiten espacios libres más amplios.

#### 4. Campo de Aplicación.

De acuerdo a lo enunciado hasta aquí, se deduce que el intercambiador de placas tiene campo de aplicación prácticamente en todos los procesos industriales en los que vayan implicadas las operaciones de transferencia de calor.

Tal es el caso del proceso de fabricación de la cerveza, del que describiremos brevemente su uso.

El uso de los intercambiadores de placas consiste, en disminuir la temperatura del mosto, desde 90°C hasta una temperatura de 7 a 11 °C.

Los intercambiadores de calor (APV'S), de la compañía específicamente, constan de dos secciones: preenfriamiento y enfriamiento.

El líquido a enfriar, como ya se dijo en párrafo anterior, es el mosto, el cual es admitido en la primera sección del paquete de placas, donde se le somete a un preenfriamiento, haciendo bajar su temperatura desde 87-90°C hasta 28-33°C, por medio de agua que entra a una temperatura de 25°C y sale, después que ha cumplido su cometido, a una temperatura de 62-66°C.

De la sección de preenfriamiento, el mosto pasa a la sección de enfriamiento, en donde su temperatura es llevada de 28-33°C hasta 7 a 11°C. Usando en esta sección como medio enfriante, agua helada que entra a una temperatura de 2 a 4°C y sale entre 7-11°C.

La sección de preenfriamiento consta de 150 placas y la de enfriamiento de 50 placas.

Para el presente estudio el flujo a interesar es el agua que se está utilizando en el preenfriamiento (temperatura 60-66°C), parte de esta agua se utiliza en el proceso de elaboración de cerveza, no alcanzando a utilizarla en su totalidad, por lo que se tiene un excedente de 60 m<sup>3</sup>/hr, los cuales no se están aprovechando en su energía calorífica.

Por lo que la finalidad de este estudio es lograr un ahorro de - - energía calorífica al utilizar el excedente como agua de reposición en calderas.

## CAPITULO 2

### DESCRIPCION DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUA PARA CALDERAS

#### 1. Descripción del sistema de tratamiento externo de agua para calderas.

- 1.1 Unidades catiónicas
- 1.2 Aereador de tiro forzado
- 1.3 Unidades aniónicas
- 1.4 Desaereador

#### 2. Tratamiento interno de agua para calderas.

## TRATAMIENTO DE AGUA PARA LA GENERACIÓN DE VAPOR

El agua es completamente satisfactoria para los usos domésticos y la mayoría de los usos industriales, requiere de un tratamiento especial para el uso en las calderas. A medida que la presión y la temperatura aumentan en la caldera, se multiplican los problemas y las dificultades relacionadas con el tratamiento.

Cuando se pone a funcionar una caldera sin que se dé al agua que se alimenta, el tratamiento debido, el resultado puede ser la formación de incrustaciones y corrosiones; ambos producen pérdidas de eficiencia en el proceso de producción de vapor y altos costos en las descomposturas de equipos.

Los métodos fundamentales para el tratamiento y el control del suministro de agua se efectúa por métodos mecánicos o químicos o por combinación de ambos procesos; es de hacerse notar que los gases disueltos, tales como el dióxido de carbono y el oxígeno, se eliminarán por medios mecánicos, mientras que los sólidos disueltos no volátiles se eliminan por medios químicos, como por ejemplo:

Las sales de calcio y manganeso que imparten dureza en un efluente de agua, provocan incrustaciones y depósitos de sedimentos en calderas. Como consecuencia de la evaporación, las sales que normalmente son solubles, como el sulfato de calcio, se precipitan en la caldera. Algunas de las sales precipitadas, entre ellas el sulfato de calcio y los silicatos de calcio y de magnesio, se adhieren a las superficies de calentamiento, formando incrustaciones difíciles de quitar. El hidróxido de magnesio, el carbonato de calcio y el fosfato de calcio quedan en suspensión en el agua, o se acumulan en forma de sedimento y deben ser eliminados por medio de purga o de lavado.

La sílice disuelta o coloidal, puede resultar muy molesta, principalmente en calderas de alta presión. Si la concentración de sílice es demasiado alta, debe de reducirse antes de introducir el agua en la caldera.

El oxígeno disuelto en el agua puede ocasionar la corrosión del metal de la caldera, aunque el pH del agua sea alto, junto con el dióxido de carbono que acompaña el vapor; el gas disuelto en el condensado puede corroer la tubería de retorno.

Básicamente el tratamiento de agua para calderas consta de 2 etapas:

- A) Tratamiento externo
- B) Tratamiento interno

A) Tratamiento Externo de Calderas.- El tratamiento externo del suministro de agua para calderas, tiene por objeto eliminar los iones de calcio, de magnesio y los gases disueltos.

La eliminación de lo anterior, se lleva a cabo por varios métodos, los que se implantarán de acuerdo a las condiciones y características del agua a tratar y de la calidad de vapor que se requiera.

Descripción del sistema de tratamiento externo de agua para calderas usado en Cervecería Modelo de México.

Equipo:

- a) Unidad de intercambio catiónico.
- b) Desgasificador
- c) Unidad aniónica fuertemente básica.
- d) Desgasificador.

Descripción del tratamiento de agua.

Durante la operación, el agua fluye por el intercambiador catiónico intercambiando iones de hidrógeno. Esto resulta de la formación de ácidos minerales muy ionizados, resultantes del contenido de agua de sulfatos, cloruros y/o nitratos, ácido carbónico débilmente ionizado a partir de los bicarbonatos y/o alcalinidad presente de carbonatos; el ácido carbónico se descompone en dióxido de carbono, agua y ácido silico poco ionizado. El efluente de este primer paso, se hace pasar por un desgasificador para eliminar gases principalmente  $CO_2$ . Después que ha pasado por el desgasificador, el efluente se hace pasar por medio de bomba al siguiente paso que es una unidad aniónica fuertemente básica que remueve tanto los ácidos minerales ionizados (ácido sulfúrico, clorhídrico y/o nítrico) y los débilmente ionizados (ácidos, carbónico y el silico). El efluente del segundo paso es recolectado en un tanque de almacenamiento, desde el cual se bombeará la cantidad de agua tratada requerida como compensadora, a un desaireador calentador en el que se eliminan el oxígeno, nitrógeno y  $CO_2$ , sometiendo el agua a una temperatura de ebullición libre de gases.

Esta agua por último, llegará a la caldera respectiva para la formación de vapor.

El término de "Agua de Compensación" se usó para designar el caudal de agua que es necesario alimentar a la caldera para compensar las pérdidas debidas a uso de vapor libre u otras causas. En nuestro caso la recuperación de condensados no es total, por lo que el agua de compensación es aproximadamente de 30 a 40% del agua total utilizada para la formación del vapor necesario.

Es necesario considerar que el porcentaje de agua de compensación puede variar grandemente en la misma planta, ya que la cantidad de agua de compensación, se estima de la cantidad evaporada y los condensados que se recuperan.

En esta parte se describen las características del equipo empleado actualmente, así como los pros y contras al utilizar el excedente de agua de los intercambiadores.

En el trayecto del estudio se desglosarán las condiciones que imperan en el tratamiento actual del agua, en cada uno de los equipos y las nuevas condiciones que se readaptarán al introducir el excedente de agua de los intercambiadores en el proceso. Agua que llegará a las unidades de intercambio catiónico a una temperatura de 60°C.

#### 10. Unidades Catiónicas.

Debido a que el agua a tratar es agua caliente a 60°C aproximadamente, es necesario seleccionar una resina que soporte mínimo esta temperatura. En nuestro caso las unidades constan de una resina amberlite IR-120 que es una resina catiónica fuertemente ácida de alta capacidad, cuya actividad iónica se debe a los grupos sulfónicos ligados directamente a los grupos aromáticos del copolímero estireno-divinil-benceno.

Su elevada capacidad de intercambio, junto a su excelente estabilidad a altas temperaturas, así como su gran resistencia química dentro del rango amplio de pH y su insolubilidad en solventes comunes, son algunas de las propiedades que permiten la confiabilidad de uso de esta resina. Algunas de sus características son:

- a) 28.3 lts. (1 ft<sup>3</sup>) de resina amberlite IR-120 seca, puede tratar por lo menos 11,355 lts. de agua conteniendo 650 mg. de dureza, calculada como CaCO<sub>3</sub>. [2].
- b) La presencia o ausencia de sílice en el agua no afecta la estabilidad de la misma.
- c) Los flujos elevados tales como 1.4 lts/min/lit resina afectan apenas su capacidad de suavización.

#### Características Físicas.

Forma Iónica

Hidrógeno

Forma Física

Partículas esféricas resistentes a la atrición.

### Características Físicas

Humedad	44 a 48%
Densidad	0.77-0.86 g/cm <sup>3</sup> de resis tencia seca.
Diámetro real	0.45-0.60 mm
Malleo (húmedo)	16-50 mallas
Coefficiente de Uniformidad	1.8 máximo
Contenido de Finos (en promedio)	0.7%
Espacios libres	45 a 50%
Olor	Ninguno
Condiciones Sugeridas de Operación.	
pH	1 a 14
Temperatura máxima	121 °C
Altura mínima de cama	60 cm
Flujo de operación	0.27 l/min/l resina húme da.

### Operación del Ciclo Acido.

Las condiciones de regeneración recomendadas para el ciclo ácido -  
de la resina amberlite IR-120 son las siguientes:

Concentración del Regenerante : 1 a 5% de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Flujo de Regenerante: 0.067-02 l/min/l resina

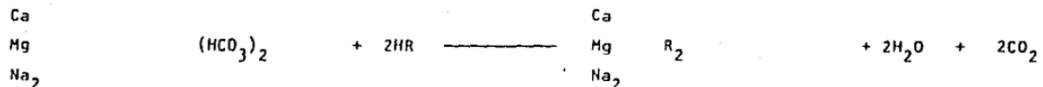
Flujo de Lavado: 0.2 l/min/l resina.

Agua de Lavado necesaria: 3.3-10 l/l resina húmeda.

### Volumen tratado de Agua y Tiempo de Regeneración por Unidad.

Unidad (H)	Vol. de Agua Tratada (m <sup>3</sup> )	Retrolavado (min)	Regeneración (min)	Lavado (min)	Flujo l/min
1	210	7	30	23	670
2	270	7	30	23	670
3	550	10	40	30	470

Las reacciones llevadas a cabo en las unidades de intercambiador iónico son:

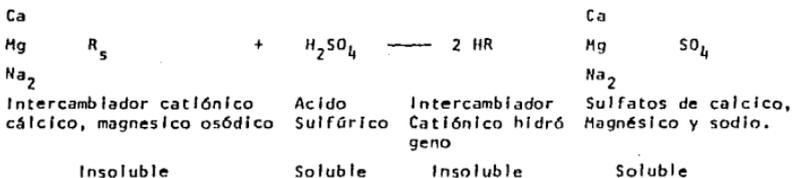


Calcio, Magnesio y/o Sodio	Bicarbonato	Intercambiador Catiónico hidrógeno	Intercambiador Catiónico Cálcico, Magnésico o Sódico	Agua	Bióxido de Carbono
	Soluble	Insoluble	Insoluble		Soluble



Calcio, Magnesio y/o Sodio	Sulfato y/o Cloruro	Intercambiador Catiónico hidrógeno	Intercambiador Catiónico Cálcico, Magnésico o Sódico	Agua	Acido sulfúrico y clorhídrico
	Soluble	Insoluble	Insoluble		Soluble

Las reacciones de Regeneración con ácido sulfúrico son :



## 2o. Aereador de Tiro Forzado.

La aereación del agua tiene como fin la reducción o eliminación mecánica de las impurezas, tales como; bióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, olores a metano, así como la oxidación de impurezas tales como el ión ferroso o manganeso, lo anterior es con la finalidad de economizar el tratamiento de agua, ya que la reducción o eliminación de las impurezas anteriores, si son grandes, por medios químicos sería más costoso.

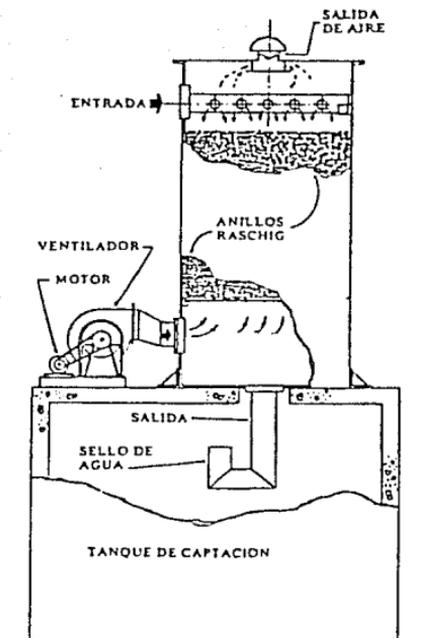
La eficiencia de eliminación de las impurezas anteriores depende de varios factores, como son: el contenido de impurezas del agua que se trate, el aereador con que cuente, lo económico del proceso, etc. En nuestro caso particular describiremos las características del equipo con que contamos, que es un aereador forzado o desgasificador. Este tipo de aereador es una estructura vertical cerrada que ha sido llenada con empaque. Este empaque es del tipo de Rashing fabricados de porcelana de una pulgada y sus características son:

- a) Proporciona una superficie interfacial grande entre el líquido y el gas.
- b) El empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de agua a través de pequeñas secciones transversales de la Torre, sin recargo o inundación, debe ser baja la caída de presión del gas.
- c) Ser químicamente inerte con los fluidos que se manejen.
- d) Ser estructuralmente fuerte para permitir el fácil manejo e instalación.
- e) Tener bajo precio.

El agua descarbonizada se alimentará por la parte superior del aereador por medio de un distribuidor, para que se reparta sobre toda la superficie del empaque, fluyendo hacia abajo a través de él. En la parte inferior el agua pasa al depósito a través de un sello hidráulico. El aire se proporciona al aereador mediante un abanico cuya entrada se coloca en la parte inferior del aparato, la salida del aire y las sustancias eliminadas se hace por la parte superior descargando directamente a la atmósfera.

La alta eficiencia de estos aparatos se debe a la gran superficie de contacto entre el agua y el aire, además de que se puede tener un control más preciso del aire que se inyecta. Para ello se cuenta con un soporte de empaque y con un contenedor de empaque para evitar un levantamiento del empaque durante un aumento repentino de aire. Para evitar el arrastre

FIGURA N<sup>o</sup> 10



*Desgasificador circular con anillos Raschig y tiro forzado.*

de gotitas de agua como una niebla con el gas que sale se cuenta con un eliminador de neblina. Es una capa de malla (de alambre, teflón, polietileno u otro material), entretejida especialmente con espacios del 98 - 99% aproximadamente de 100 mm de espesor, donde se colectará prácticamente todas las partículas de neblina. A continuación se muestra una figura de este tipo de aereador (figura 10)[2].

### 3o. Unidades Aniónicas.

Los dos tipos principales de intercambiadores aniónicos que pueden usarse en los procesos de desmineralización, se pueden clasificar como: intercambiadores aniónicos básicamente débiles que pueden emplearse para eliminar ácidos ionizados fuertemente, pero no lo harán con los ácidos ionizados débiles como son el ácido carbónico y ácido silícico, en cambio los ácidos ionizados como los que no lo están.

Las unidades aniónicas de la compañía cuentan con intercambiadores aniónicos fuertemente básicos, debido a que el agua requerida para calderas debe tener un bajo contenido de sílice.

El tipo de resina aniónica empleada es del tipo IRA-402, es una resina intercambiadores de aniones fuertemente básica tipo gel y se suministra como perla insoluble en la forma cloruro.

Dentro de las características importantes de esta resina se encuentran las siguientes:

- a) Alta Porosidad y Alta Capacidad.- La estructura porosa de la resina IRA-402 permite una mayor remoción de contaminantes orgánicos de los suministros de agua, resultando una mejor calidad del efluente. Durante el ciclo de regeneración, estos compuestos orgánicos son completamente removidos comparándolos con una regeneración similar de las resinas de porosidad normal. Como resultado, la contaminación orgánica - causa principal del pobre funcionamiento de las resinas intercambiadoras de aniones, es reducido a través del uso de esta resina. Ya que la resina muestra características de alta capacidad en comparación con otras resinas, no hay necesidad de sacrificar capacidad para obtener una buena operación en aguas con un contenido de materia orgánica moderado.
- b) Estable dentro del rango de pH.
- c) Insoluble en todos los solventes comunes.

### Características Físicas

Forma Física	Partículas esféricas resistentes a la atricción.
Contenido de Humedad	53 a 60%
Peso de Embarque	451 lb/ft <sup>3</sup>
Contenido de Finos	3% a través de malla 50
Malleo (húmedo)	16-50 mallas
Hinchamiento	Aproximadamente 25% máximo después de la conversión completa de la resina de la forma cloruro a la forma hidróxido.

### Características de Operación.

Las condiciones sugeridas de operación para la amberlite IRA-402, son:

Límite de pH	Ninguno
Temperatura Máxima	
(Forma hidróxido)	60 °C
(Forma cloruro)	77 °C
Altura mínima del lecho	60 cm (24 pulg)
Flujo de Controlavado	2-3 gal/ft <sup>3</sup> /min a 21 °C
Concentración de Regenerante	4% de NaOH
Flujo de Regenerante	0.25-1.0 gal/ft <sup>3</sup> /min
Flujo de Enjuague	Un volumen de resina al flujo de regeneración para desplazar al regenerante y después 1.5 gal/ft <sup>3</sup> /min.
Requerimiento de Agua de Enjuague	40-90 gal/ft <sup>3</sup> de resina húmeda.
Flujo de Servicio	2-5 gal/ft <sup>3</sup> /min

El nivel de regeneración empleado dependerá de la capacidad requerida en el ciclo de operación, la fuga de aniones que puede ser permitida durante el servicio y consideraciones económicas. La relación entre la capacidad de la resina Amberlite IRA-402 y varios ácidos, como una función del nivel de remoción de ácidos, se presenta a continuación.

Lbs. de NaOH/pie cúbico de resina	Capacidad (kgs. como CaCO <sub>3</sub> /pie cúbico de resina)							
	HCL	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> SiO <sub>3</sub>	H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	HNO <sub>3</sub>	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	CH <sub>3</sub> COOH	
2	10.0	12.5	-	16.5	5.2	15.5	15.4	
4	13.3	16.2	14.0	24.0	8.8	17.9	22.0	
8	16.6	19.5	18.5	27.0	12.5	20.4	26.0	
10	18.9	21.8	21.0	28.5	14.5	22.0	28.0	
12	22.3	25.4	24.5	30.5	17.3	24.2	30.0	

### Aplicaciones

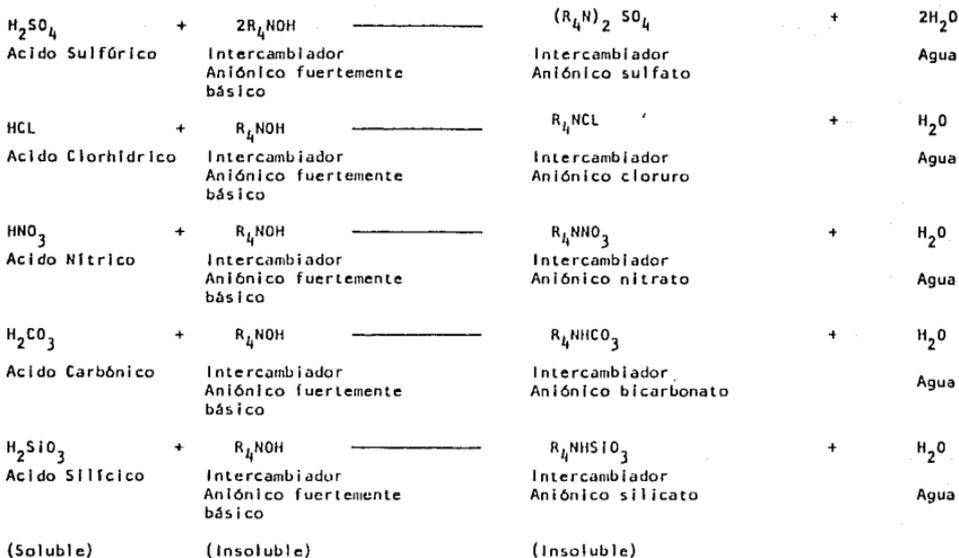
**Desionización.**- El Amberlite IRA-402 es particularmente recomendable para usarse en unidades de empaque múltiple o empaque mezclado, donde quiera que sea necesario la completa desionización de los suplementos de agua que contienen compuestos orgánicos. Una remoción más completa de estos compuestos orgánicos será de un significado especial en el tratamiento de agua usada en producción de componentes electrónicos y otras manufacturas, en donde se requiere agua con un extremado grado de pureza. En el tratamiento de agua para calderas la ausencia relativa de compuestos orgánicos fétidos del Amberlite IRA-420 asegura un funcionamiento óptimo por largo tiempo.

**Desilicadores.**- En el tratamiento de suplementos de agua con alto grado de sílice y relativamente bajo de otros sólidos disueltos, el uso de una resina de intercambio iónico tal como Amberlite IR-120, operando en el ciclo de Sodio y una resina de intercambio aniónico fuertemente básico operando en la forma de hidróxido, ha sido efectivo mejorando la composición baja de sílica, para calderas de presión mediana. Esto representa una ventaja económica considerable sobre el uso de equipo de desionización. Estudios del Laboratorio han establecido que en muchos tipos de agua el Amberlite IRA-402, exhibe una capacidad total más alta y una capacidad de sílica también más alta que las otras resinas de intercambio aniónico del tipo I de porosidad standar para esta finalidad.

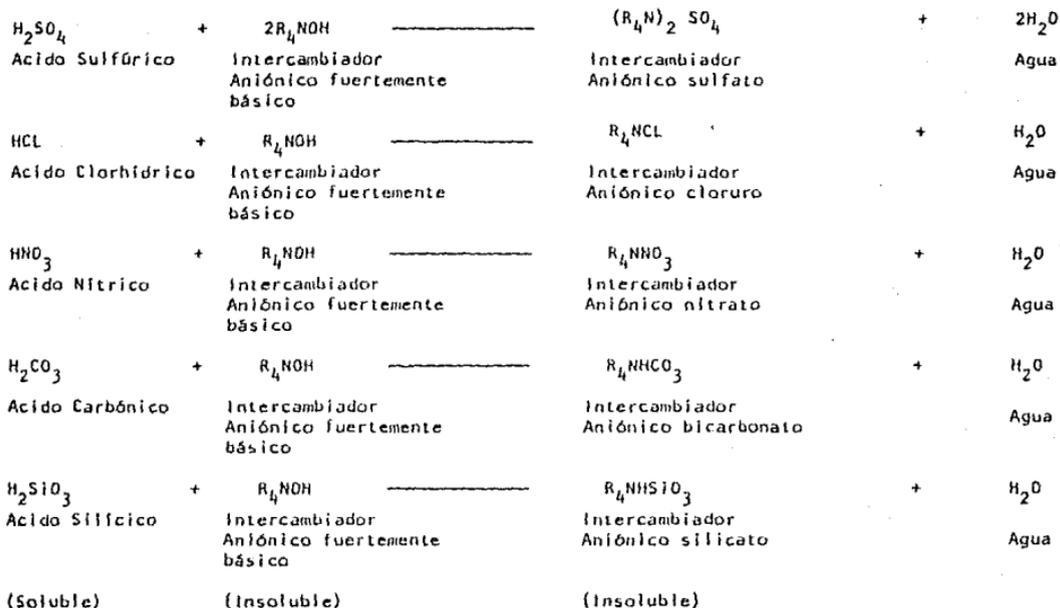
Otras Aplicaciones.- La estructura porosa y la alta capacidad del Amberlite IRA-402, ofrece ventajas en la remoción de diversos ácidos de las líneas de proceso. Es la consideración que debería ser dada para emplear Amberlite IRA-402, tanto en la forma clorinada o hidróxilada para aplicarlos en tratamientos sin agua que involucren el intercambio de aniones.

Aunque las resinas aniónicas fuertemente básicas puede eliminar el bióxido de carbono, es mucho más fácil y barato eliminarlo - - - ( $H_2CO_3 \rightarrow CO_2 + H_2O$ ) por medios mecánicos. Las excepciones a esta regla son las aguas que tienen un contenido bajo de bicarbonatos o de alcalinidad de carbonato y al mismo tiempo cuando se trata de desmineralizar volúmenes relativamente pequeños de agua.

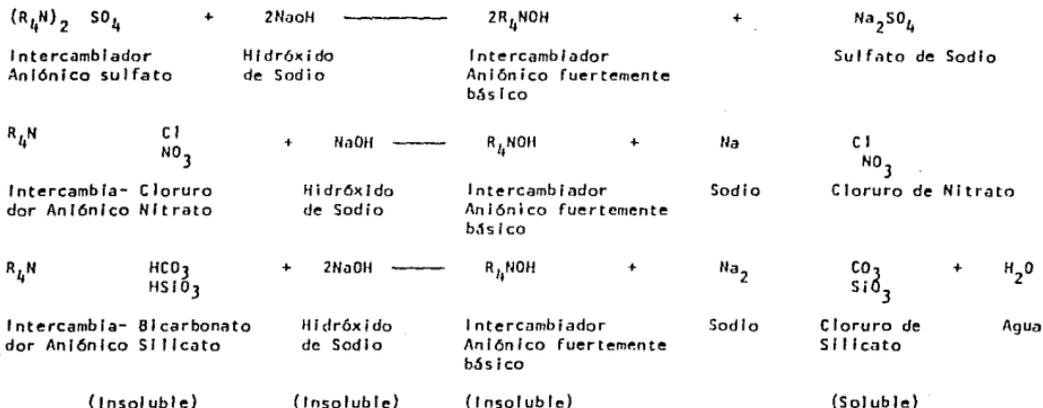
Las reacciones de intercambio llevadas a cabo en las unidades aniónicas son las siguientes:



Las reacciones de intercambio llevadas a cabo en las unidades aniónicas son las siguientes:



Al final de la operación, el intercambiador aniónico fuertemente básico se retrolava, regenera con solución de sosa cáustica (NaOH), se enjuaga y se vuelve al servicio. Las reacciones de regeneración son:



40. Desaerador.- Calentador tipo rocío para desaerar.

El tipo más común de agua corrosiva es la que tiene disuelto aire, ya que es el oxígeno que se encuentra en solución la causa de la corrosión y a éste se le denomina comúnmente como oxígeno disuelto. La velocidad de la corrosión se aumenta bajando el pH del agua y se disminuye elevándolo; consecuentemente, cuando están presentes aire y gran cantidad de bióxido de carbono libre, en aguas de baja alcalinidad, la corrosión toma lugar más rápidamente que en aguas de la misma alcalinidad pero de menor contenido de bióxido de carbono. De una manera general se puede decir que el oxígeno es 10 veces más corrosivo que el  $CO_2$ .

Es necesario considerar que ya que las solubilidades de oxígeno, nitrógeno y  $CO_2$ , son cero en el punto de ebullición, el agua puede liberarse de ellos hirviéndola y desfogando los gases que escapan. Esto puede ser efectuado hirviendo el agua a cualquier presión. No se puede obtener una desaeración completa aumentando simplemente la temperatura al punto de ebullición, ya que la solubilidad de los gases depende también de su presión parcial, a menor presión parcial más eficiente será su eliminación. Por lo que, si el agua se hierve en un espacio cerrado, entre más grande sea el volumen del vapor de agua en comparación con el volumen de los gases expulsados, más completa será su eliminación. El tipo de desaireador empleado en la cervecera es un calentador desaireador tipo rocío, con tanque horizontal y condensador interno. Es un equipo de máxima eficiencia, en el cual el vapor empleado se usa dos veces, primero, para lavar el agua caliente, pero no completamente desaireada del primer calentador y, segundo, para calentar y eliminar la mayor parte de los gases disueltos en el calentador primario. El agua entra a través de una válvula controlada por un flotador que se opera externamente: al aumentar la demanda, o disminuir, la válvula se abre o se cierra. Inmediatamente después de esta válvula hay una conexión para los condensados fríos. Estos dos flujos pasan al condensador de purga y al cabezal de válvula de rocío.

Después, el agua de cabezal pasa al espacio vapor, aquí se calienta y desairea hasta menos de 0.3 ml/l de oxígeno. Esta agua pasa al lavador de vapor, donde es lavada por todo el vapor que se requiere en el cabezal de la válvula.

Como el agua caliente que entra al lavador de vapor está a sólo pocos grados bajo la temperatura del vapor, se condensa poco vapor con ella. El volumen de vapor que pasa a través del lavador, comparado con el volumen de agua caliente que se desairea, es muy grande, de manera que la presión parcial de oxígeno es despreciable. Más aún, puesto que hay alguna presión hidrostática sobre el vapor, el agua lavada se calienta un poco arriba de su punto de ebullición a la baja presión -

que prevalece en el nivel donde se descarga del lavador. El flash consecuente que tiene lugar a este nivel, también ayuda a la desaireación. Todo el vapor entra al calentador a través de la pechera de vapor. Pasa después a través del lavador y sube al compartimento de válvulas, donde se calienta el agua que se rocía a través de él.

El vapor que se usa es invariablemente vapor de escape, pero a veces, se necesita agregar vapor vivo para compensar deficiencias.

Este desaireador tiene un derrame para evitar inundaciones. - Para evitar pérdidas de condensados se provee de un espacio de almacenamiento suficiente, ajustando la válvula de control de nivel, de manera que opere a bajo nivel para admitir los condensados. La salida del desaireador está en la parte inferior del tanque de almacenamiento, las bombas de la caldera deben mantenerse de tal manera que tengan una carga positiva y evitar evaporación súbita.

Los retornos de condensados de los sistemas de calentamiento y turbinas se añaden, como ya se dijo, en el compartimento primario. La eficiencia de este equipo es tal que el nitrógeno no se elimina prácticamente en su totalidad, al igual que el bióxido de carbono. La cantidad de oxígeno disuelto máximo permitido es de 0.07 ml/l.

## TRATAMIENTO INTERNO DE AGUA PARA CALDERAS

El tratamiento interno de el agua de las calderas puede efectuarse para :

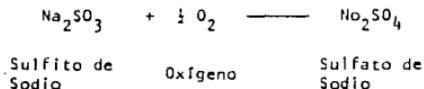
1. Contrarrestar pequeñas cantidades de dureza, resultantes del - tratamiento externo o introducidas por los retornos de condensados, adicionando fosfatos solubles.
2. Contrarrestar la tendencia corrosiva del agua debido a la presencia de cantidades pequeñas de oxígeno, añadiendo ya sea sulfito de sodio o hidrazina, o :
3. Tratar el agua dura de compensación por medio de compuestos especiales para calderas.

La reducción de oxígeno se efectúa con hidrazina, ya que ésta no - introduce minerales al agua, lo que no es el caso con el uso del - sulfito de sodio. La reacción de la hidrazina con el oxígeno en - las calderas es el siguiente:



En estos casos también, el amoniaco puede elevarse para elevar el pH de la caldera sin elevar el contenido de sólidos de el agua.

Tratamiento con sulfito. Los residuos de oxígeno en las calderas se eliminan con sulfito de sodio en cantidad suficiente para reaccionar con el oxígeno y dejar un pequeño residuo en el agua. El - sulfito de sodio reacciona rápidamente con el oxígeno a la temperatura de las calderas para formar sulfato de sodio, como a continuación se muestra:



Dosificación teórica de  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  para 0.01 a 0.30 ml/l de oxígeno disuelto.

OXIGENO	DISUELTO	$\text{Na}_2\text{SO}_3$
ml/l	ppm.	g/1000 lts.
0.01	0.0143	0.000939
0.02	0.0286	0.00188
0.03	0.0429	0.00282
0.04	0.0572	0.00376
0.05	0.0715	0.00470
0.10	0.143	0.00939
0.15	0.205	0.0141
0.20	0.286	0.0188
0.30	0.429	0.0282

Cuando se usa  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  como agerite desoxidante, usualmente se mantiene un exceso en el agua de la caldera, esto varía en la práctica, dependiendo de la presión de operación de la caldera.

Tratamiento con fosfatos. Los condensados pueden introducir pequeñas cantidades de dureza a la caldera, mientras que la cantidad que se introduce puede ser muy pequeña, la evaporación de la caldera aumenta a cantidades apreciables, similarmente la dureza residual en el agua de compensación, tratada externamente, se concentra en el agua de la caldera.

Un fosfato soluble añadido a el agua en cantidad suficiente para precipitar la dureza y mantener un exceso en el agua, reaccionará con la dureza residual precipitándola en forma no adherente, evitando así la formación de depósitos.

Es recomendable mantener un exceso de  $\text{PO}_4$  (40 ppm.), soluble en el agua de la caldera, la cantidad de fosfatos usado en la práctica varía de acuerdo a la presión a la cual trabaje la caldera. A presiones hasta de  $34.0 \text{ kg/cm}^2$ , se emplea a menudo un residuo de 40 ppm., pero puede disminuir a cerca de 10 ppm. para calderas de  $70 \text{ kg/cm}^2$ , y a 5 ppm. para calderas de presiones más altas.

## PURGAS

Son recomendables para la disminución de sólidos totales o para -- mantener la concentración de el agua bajo el rango superior establecido. Las purgas se pueden efectuar periódicamente o continuamente, de preferencia. El método para calcular la cantidad de purga que se debe practicar, puede estar basado en porcentaje de agua de compensación y porcentaje de evaporación en la caldera.

1) Sea A = La purga en porcentaje del agua de compensación.

B = ppm. de sólidos totales en el agua de compensación.

C = Concentración permisible de sales en el agua de la caldera.

$$\text{Entonces } A = \frac{B \times 100}{C}$$

2) Sea A = Purga en términos de evaporación de la caldera.

B = ppm. de sólidos totales en el agua de alimentación.

C = Concentración permitida de sales en el agua de la caldera.

$$\text{Entonces } A = \frac{B \times 100}{C-B}$$

Purga Intermitente.- Si la purga se tira simplemente abriendo una válvula al drenaje, el calor que contiene se desperdicia. También las purgas intermitentes conducen a salinidades variables en la caldera y en consecuencia a una operación no uniforme. En la práctica moderna, las purgas intermitentes han sido casi totalmente reemplazados por sistemas de purgas automáticos.

Purga Continuas.- La purga continua se lleva a efecto eliminando continuamente una pequeña cantidad de el agua de la caldera a un flujo controlado de manera de mantener una concentración constante de sales en el agua de la caldera. Esta purga se puede pasar a través de un intercambiador de calor y recuperar la mayoría de estas unidades caloríficas. Si la caldera se opera a altas presiones, algo de la purga puede ser flasheada a vapor de baja presión, en uno o varios pasos, antes de pasarlo a través del intercambiador de calor.

Falla intercrystalina del metal de las calderas.

Si el metal de las calderas se somete a un esfuerzo más allá del límite elástico y se pone en contacto con soluciones caústicas caliente y de alta concentración, se puede desarrollar una falla intercrystalina comunmente llamada "fragilidad caústica".

Además, el silicato de sodio acelera esta acción, posiblemente por que protege los cristales, acentuando el ataque en los alrededores de los ángulos.

Obviamente, estas altas concentraciones de sosa cáustica, jamás están presentes en las calderas, pero puede haber fugas por las que las salpicaduras de el agua se evaporen a la atmósfera.

Los factores mecánicos que intervienen, tales como, las fugas y - las tensiones extremas, pueden evitarse en calderas estacionarias mediante una fabricación correcta. Los factores químicos pueden - sobreponerse mediante el procedimiento de evitar alcalinidades muy altas en las salinas de las calderas o por el uso de inhibidores. Se pueden usar inhibidores tanto orgánicos como inorgánicos.

Los fosfatos, nitrato de sodio y ciertas relaciones entre sulfatos y carbonatos que deben mantenerse en el agua, se cuentan entre los inhibidores inorgánicos, mientras que los sulfonatos, el quebracho y los taninos, se cuentan entre los inhibidores orgánicos. En el caso del nitrato de sodio, las dosificaciones son de alrededor de 0.3 a 0.4 ppm. por 1 pp. de alcalinidad; aparentemente, el fosfato es más efectivo cuando su proporción al alcali se ajusta de tal manera, que al evaporarse se forma fosfato trisódico, sin exceso de alcali. Las relaciones de sulfato carbonato sugeridas por la - - A.S.M.E., son  $Na_2SO_4/Na_2CO_3 = 1$  para calderas de presiones hasta - de 150 psig = 2 para 150 a 260 psig, e = 3 para presiones mayores de 250 psig.

#### PREVENCIÓN DE LA CORROSIÓN.

En las calderas de vapor, la corrosión se evita eliminando los - - agentes que la producen, oxígeno y bióxido de carbono, tanto del - agua de alimentación como de los condensados y manteniendo un pH - alto en el agua de la caldera. Una seguridad adicional, es el uso del sulfito de sodio o hidrazina, como ya se mencionó.

CAPITULO 3

ESTADISTICAS DE PRODUCCION DE VAPOR

1 9 8 3 - 1 9 8 4

ESTADISTICAS DE PRODUCCION DE VAPOR Y CONSUMO DE AGUA EN LOS AÑOS  
DE 1983 Y 1984

- PROMEDIOS MENSUALES
- PROMEDIOS ANUALES
- GRAFICAS

La siguiente información es una recopilación de tablas estadísticas de los años 1983 y 1984, en las que se incluyen gráficas de producciones de vapor, cantidad de agua utilizada, vapor a extracción, vapor a condensados de turbinas, recuperación de condensados, cantidad de agua de reposición, se incluyen flujos promedios mensuales en toneladas/hora.

Lo anterior es una semblanza de la cantidad de energía que se produce y la gran cantidad de agua que requiere una Industria Cervecera.

TABLA NO. 2

FLUJO PROMEDIO MENSUAL EN TON/HR. DE 1983

M E S	ENE	FEB	MZO	ABR	MAYO	JUN
Vapor (ton/hr) generado	76.31	35.07	60.56,	71.44	76.75	77.47
Vapor (ton/hr) extracción	48.84	21.22	40.43	50.83	52.84	51.57
Vapor a Condensados de Turbina (ton/hr)	27.47	13.85	19.13	20.61	23.91	25.90
Agua utilizada en Producción de Vapor (ton/hr)	83.90	38.58	66.62	78.59	84.42	85.22
Recuperación de condensados (ton/hr)	24.42	10.61	20.71	25.41	26.42	25.78
Condensados Total recuperado (ton/hr)	51.89	24.46	39.84	46.02	50.33	51.68
Cant. de agua de Reposición (ton/hr)	32.01	14.12	26.78	25.57	34.09	33.54
% de agua de reposición	38.15	36.59	40.19	45.26	40.38	39.35
% de cond. recuperado Turb y Elaboración para calderas.	67.99	69.74	65.78	64.41	65.57	66.70

TABLA NO. 2 - A

FLUJO PROMEDIO MENSUAL EN TON/HR. DE 1983

M E S	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
Vapor (ton/hr) generado	79.25	81.71	69.46	64.79	62.45	68.73
Vapor (ton/hr) extracción	48.57	54.92	46.57	42.45	43.46	48.72
Vapor a Condensados de Turbina (ton/hr)	30.68	26.79	22.89	22.34	18.99	20.01
Agua utilizada en Producción de Vapor (ton/hr.)	87.17	89.89	76.40	71.27	68.69	75.61
Recuperación de Condensados (ton/hr.)	24.28	27.46	23.28	21.22	21.73	24.36
Condensados total recuperación (ton/hr)	54.96	54.25	46.17	43.56	40.72	44.37
Cant. de agua de Reposición (ton/hr)	32.21	35.64	30.23	27.71	29.97	31.24
% de agua de Reposición	36.95	39.64	39.56	38.88	40.71	41.31
% de cond. recuperado Turb y Elaboración para calderas.	69.35	66.39	66.46	67.23	65.20	64.53

TABLA NO. 3  
 PRODUCCION MENSUAL DE 1983

M E S	ENE	FEB	MZO	ABR	MAYO	JUN
Vapor Generado (Ton)	54871.2	23567.0	35056.6	51436.8	57102.0	55778.4
Vapor a Extracción (Ton)	35164.8	14259.8	30823.9	36597.9	39312.9	37130.4
Vapor de condensados a turbinas (Ton)	19706.4	9307.1	14232.6	14839.2	17789.0	22818.4
Agua utilizada en Producción de vapor (Ton)	60358.3	25923.7	49562.2	56580.4	62812.2	61356.2
Agua de reposición (Ton)	23026.6	9485.4	19919.0	25608.2	25363.5	24143.6
Agua de condensados total recuperada (Ton)	37331.7	16438.3	29643.1	30972.2	37448.7	37212.6

TABLA NO. 3 - A

## PRODUCCION MENSUAL DE 1983

M E S	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
Vapor Generado (Ton)	36136.0	40860.4	33530.4	40203.7	44964.0	51135.1
Vapor a Extracción (Ton)	36136.0	40860.4	33530.4	31582.8	31291.2	36347.6
Vapor de Condensados a turbinas (Ton)	22818.4	19931.7	16480.8	16620.9	13672.8	14887.4
Agua utilizada en Producción de vapor (Ton)	64849.9	66871.4	55012.3	53024.0	49460.4	56248.6
Agua de Reposición (Ton)	23962.0	26507.8	21762.8	20615.7	20135.3	23236.2
Agua de condensados total recuperada (Ton)	40887.9	40363.6	33249.5	32408.3	29325.1	33012.4

TABLA NO. 4

FLUJO PROMEDIO MENSUAL EN TON/HR DE 1984

M E S	ENE	FEB	MZO	ABR	MAYO	JUN
Vapor Generado (Ton/hr)	69.23	60.94	62.52	74.43	76.12	69.24
Vapor a Extracción (Ton/hr)	48.18	44.29	41.22	52.08	53.27	47.22
Vapor a condensados de turbinas (Ton/hr)	21.05	16.65	21.30	22.35	22.85	22.02
Agua utilizada en producción de vapor (Ton/hr)	76.15	67.03	68.77	81.87	83.73	76.16
Recuperación condensados de Elaboración (Ton/hr)	24.09	22.14	20.61	26.00	26.60	23.30
Condensado total recuperado (Ton/hr)	45.14	38.79	41.91	48.43	49.52	45.94
Cantidad de agua de reposición (Ton/hr)	31.01	28.24	28.86	31.22	31.93	29.05
% de agua de reposición	35.27	42.13	39.05	43.00	46.13	40.15
% de condensado recuperado de Turb. y Elaboración para Calderas.	65.20	69.13	67.03	62.13	67.10	61.13

TABLA NO. 4 - A

FLUJO PROMEDIO MENSUAL EN TON/HR DE 1984

M E S	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
Vapor Generado (Ton/hr)	79.95	74.24	80.35	68.88		
Vapor a extracción (Ton/hr)	55.84	51.52	55.58	47.36		
Vapor a condensados de turbinas (Ton/hr)	24.11	22.72	24.77	21.52		
Agua utilizada en producción de vapor (Ton/hr)	87.94	81.66	88.38	75.76		
Recuperación condensados de Elaboración (Ton/hr)	26.80	24.13	26.90	23.10		
Condensado total recuperado (Ton/hr)	53.15	50.11	53.45	45.78		
Cantidad de agua de reposición (Ton/hr)	33.54	30.89	33.71	28.92		
% de agua de reposición	36.10	33.90	34.10	33.90		
% de condensado recuperado de Turb y Elaboración para calderas	60.00	68.10	64.77	66.60		

TABLA NO. 5

PRODUCCION MENSUAL DE VAPOR DE 1984

M E S	ENE	FEB	HZO	ABR	MAYO	JUN
Vapor Generado (Ton)	51510.8	40953.6	46519.5	53591.8	54809.1	49857.5
Vapor Extracción (Ton)	35848.4	29764.0	30674.1	37501.7	38360.1	33999.5
Vapor a condensados de turbinas (Ton)	15662.4	11189.6	14845.3	16090.2	16449.0	15858.0
Agua utilizada en Producción de vapor (Ton)	56661.9	45049.0	51171.4	48940.9	60290.0	54843.2
Agua de Reposición (Ton)	23075.3	18977.4	19989.0	22483.9	22994.5	20917.2
Agua de condensados total recuperado (Ton)	33586.6	26071.6	31182.3	36467.0	37295.5	33926

TABLA NO. 5 - A

PRODUCCION MENSUAL DE VAPOR DE 1984

M E S	JUL	AGO	SEP	OCT	NOV	DIC
Vapor Generado (Ton)	57566.3	53454.8	57853.7	49599.3		
Vapor Extracción (Ton)	40211.3	37100.2	40020.1	34100.0		
Vapor a condensados de turbinas (Ton)	17355.0	16354.6	17833.6	15499.3		
Agua utilizada en producción de vapor (Ton)	63322.9	58800.2	63639.0	54599.2		
Agua de reposición (Ton)	24151.3	22246.3	24272.0	20814.2		
Agua de condensados total recuperado (Ton)	39171.6	36553.9	39367	33775.0		

FIGURA N° II

PRODUCCION MENSUAL DE 1983

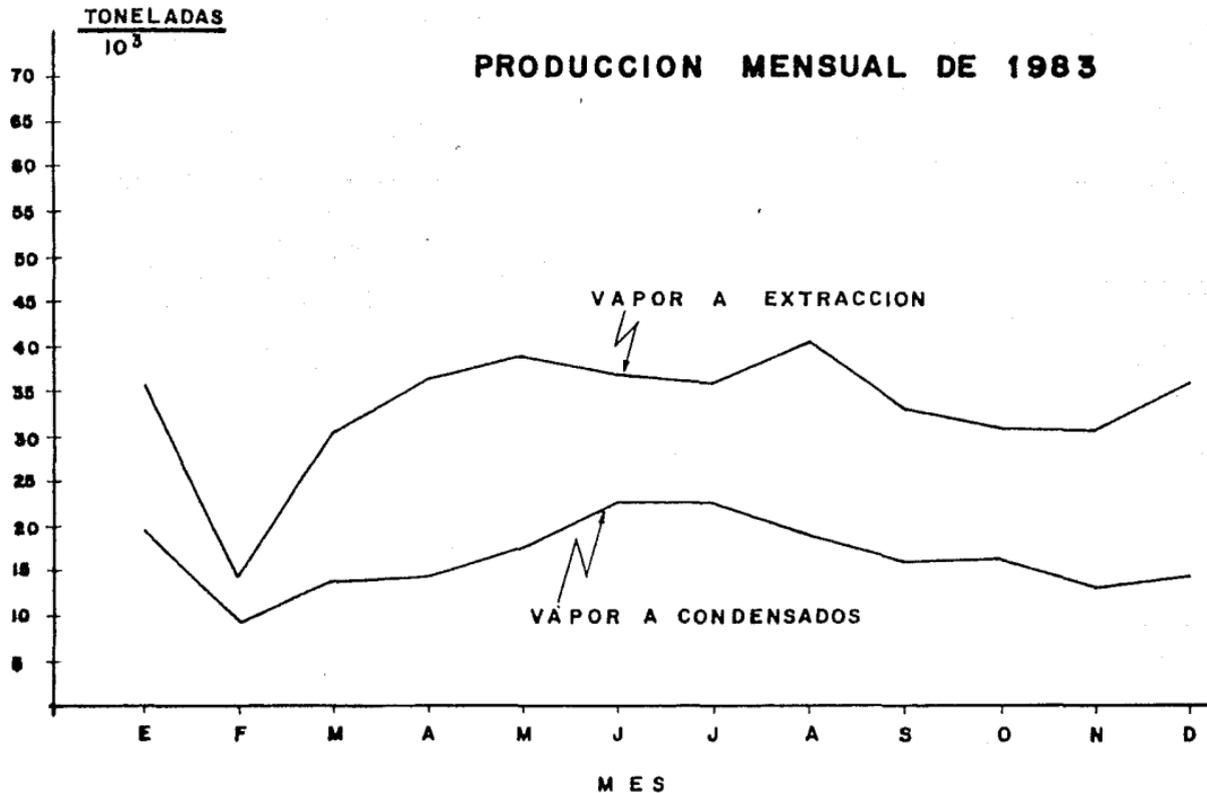


FIGURA N° 12

PRODUCCION MENSUAL DE 1984

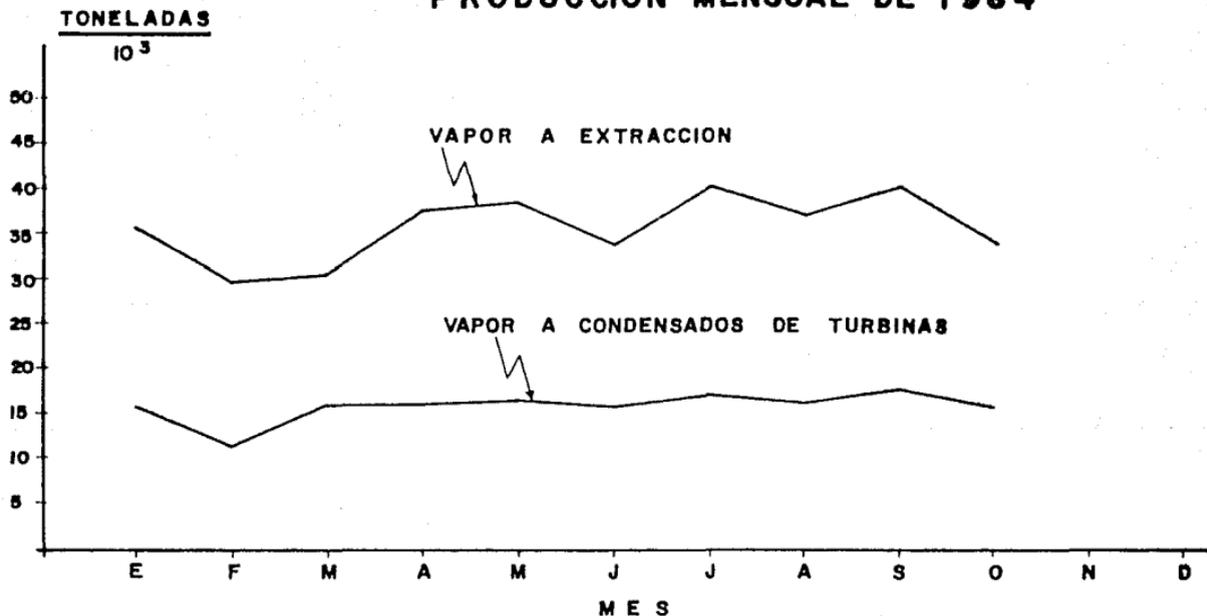


FIGURA N° 13

GRAFICA DE 1983

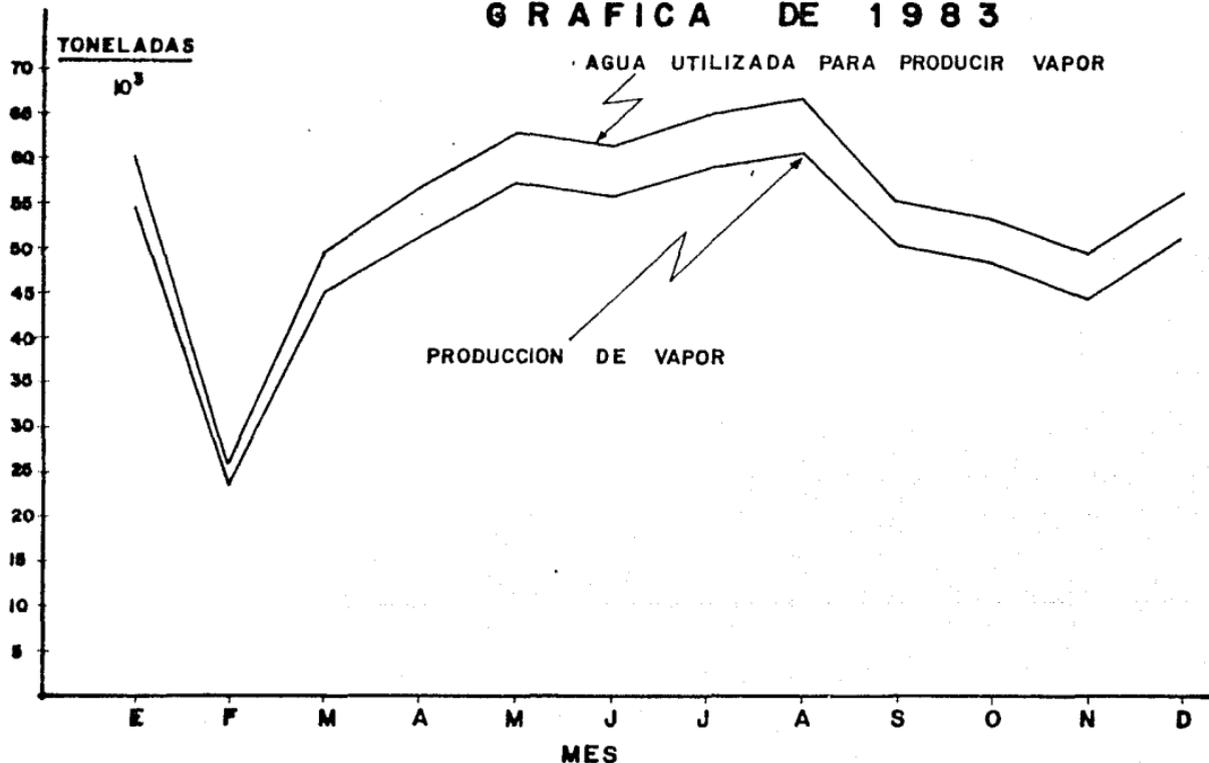


FIGURA N° 14

G R A F I C A D E 1 9 8 4

AGUA UTILIZADA PARA PRODUCIR VAPOR

PRODUCCION DE VAPOR

TONELADAS

10<sup>3</sup>

E F M A M J J A S O N D

M E S

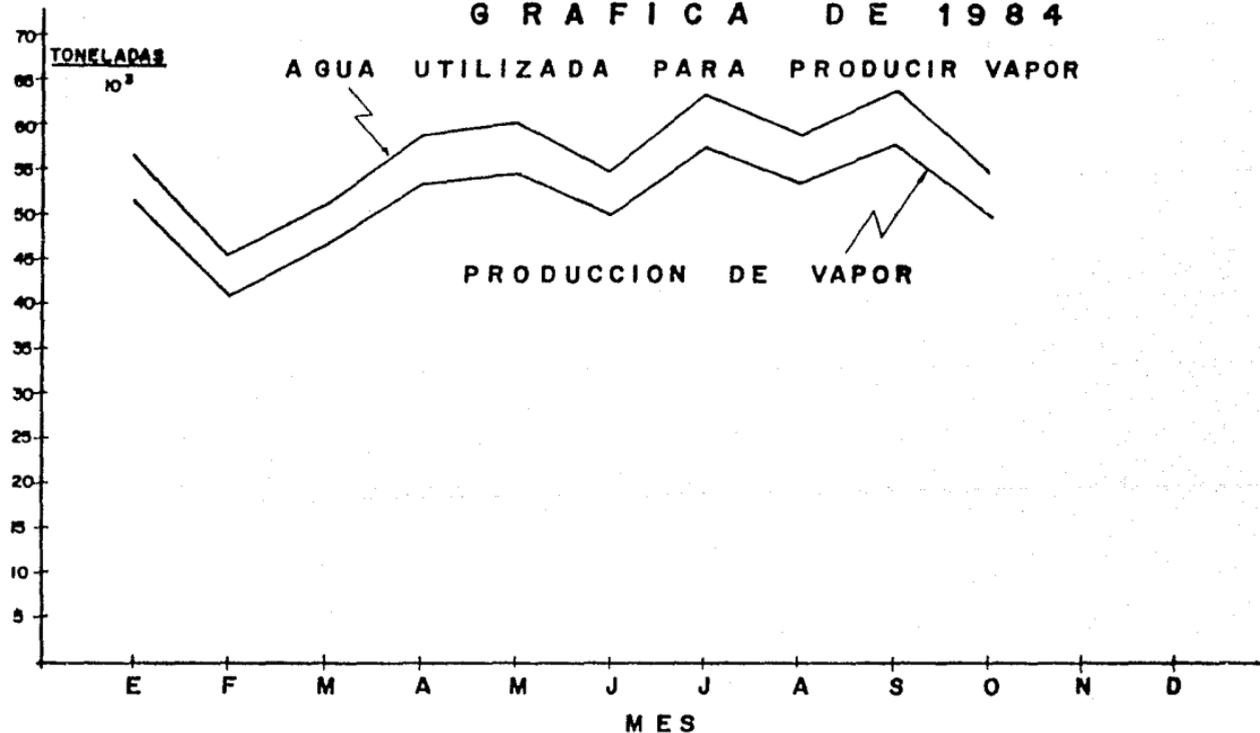


FIGURA N°15

TONELADAS  
10<sup>3</sup>

GRAFICA DE 1983

AGUA DE CONDENSADOS TOTAL RECUPERADA

AGUA DE REPOSICION

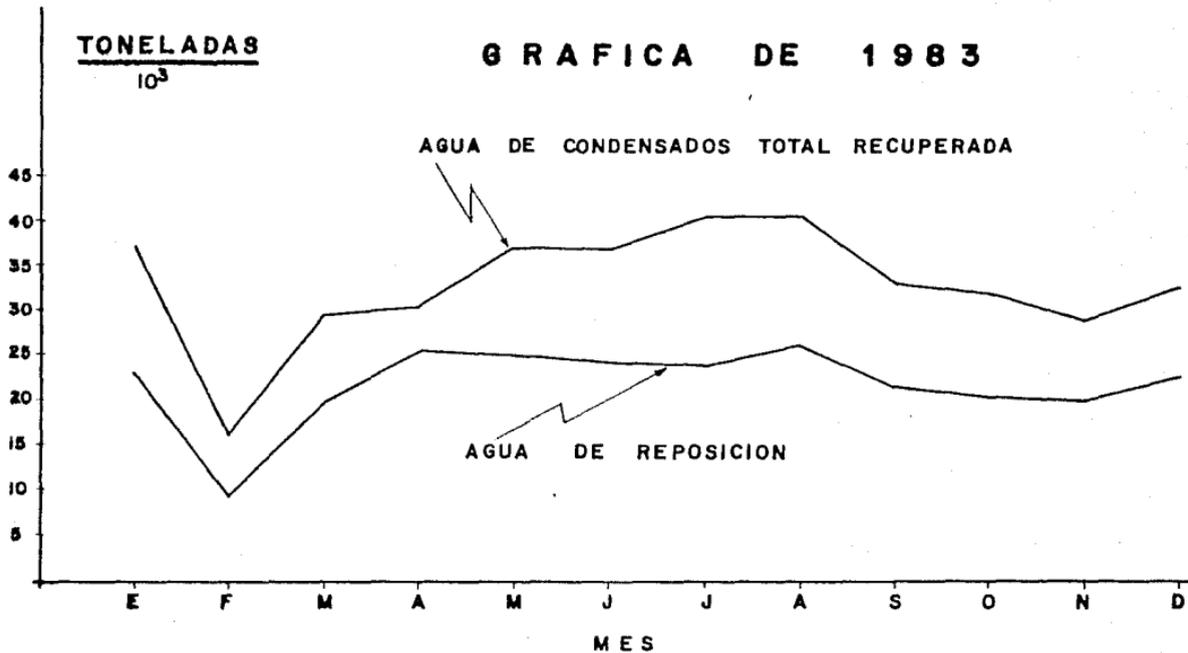


FIGURA N°16

GRAFICA DE 1984

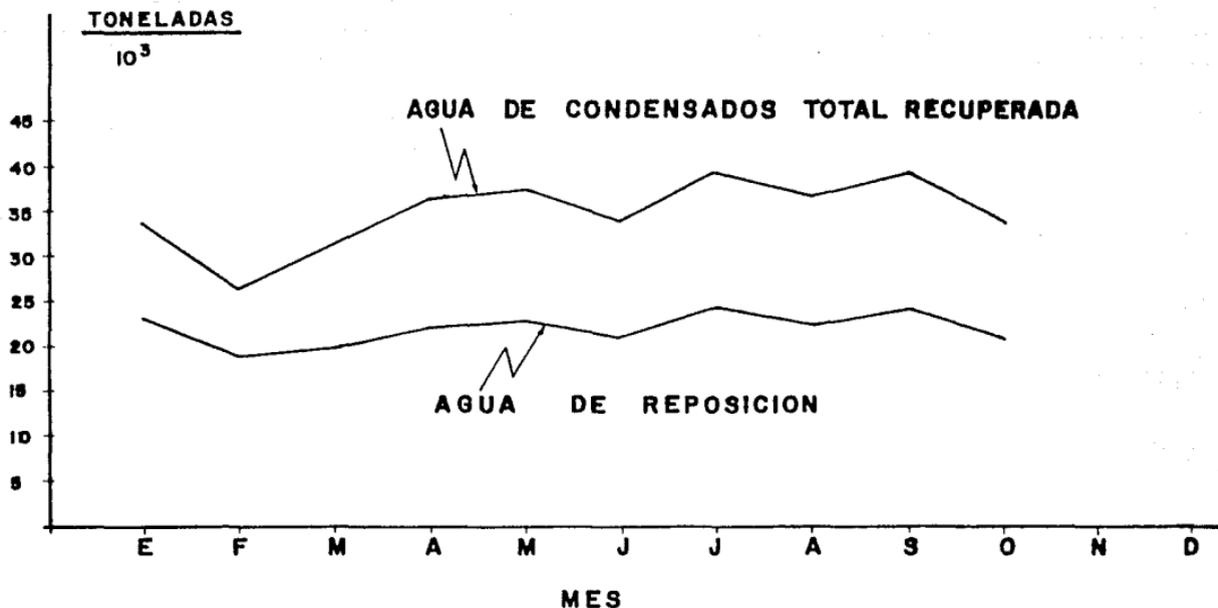


TABLA NO. 6

PROMEDIO ANUAL EN TON/HR DE 1983 Y 1984

AÑO	1983	1984
Vapor Generado (Ton/hr)	68.62	70.30
Vapor a Extracción (Ton/hr)	45.95	49.37
Vapor a condensados de turbinas (Ton/hr)	22.66	21.75
Agua utilizada en Producción de vapor (Ton/hr)	75.53	78.24
Recuperación de condensados de Elaboración (Ton/hr)	22.97	24.43
Condensado total recuperado (Ton/hr)	45.63	46.69
Cantidad de agua de reposición (Ton/hr)	30.09	30.42
% de agua de reposición	43.85	38.90
% de condensado recuperado Turb. y Elaboración para calderas.	66.49	64.96

## CAPITULO 4

CALCULOS PARA DETERMINAR LA TEMPERATURA DEL

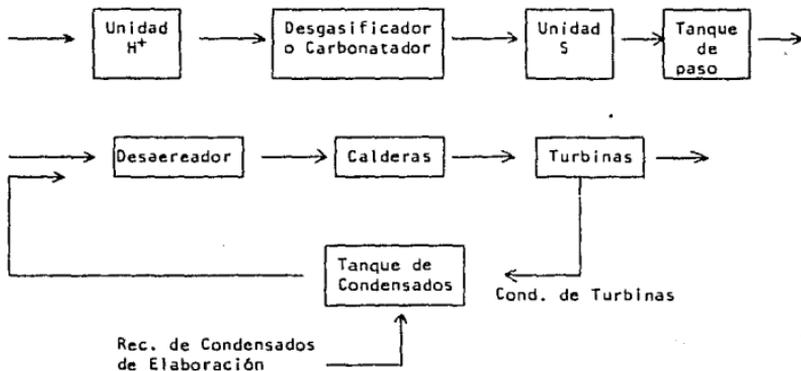
AGUA A LA SALIDA DEL DESCARBONATADOR.

## CALCULOS PARA DETERMINAR LA TEMPERATURA DEL AGUA A LA SALIDA DEL DESCARBONATADOR.

En Cervecería Modelo de México, se requiere de  $967 \text{ m}^3/\text{día}$  de agua en la reposición de calderas y de acuerdo al excedente de agua - aprovechable de los enfriadores de placas que es de  $60 \text{ m}^3/\text{hr}$  (de acuerdo con lo expresado en el capítulo I), este flujo es suficiente para abastecer la demanda requerida de acuerdo a la capacidad del equipo.

Los datos que aparecieran en los balances que se establecen a continuación, están en el sistema MKS, haciendo la evaluación de los balances de acuerdo a las capacidades del equipo (descarbonatador) con el que se cuenta.

El agua caliente excedente de APV'S en el transcurso del proceso se considera que no pierde temperatura hasta la llegada al descarbonatador, ejemplificando el sistema con que se cuenta en la producción de vapor con un diagrama de bloques.



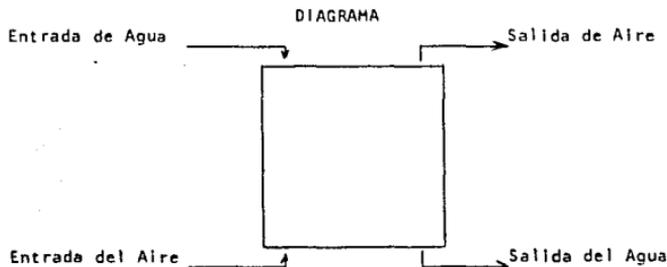
De acuerdo al diagrama anterior, se considera que el agua caliente que llegaría al descarbonatador, llega a la temperatura de  $- 60^\circ\text{C}$ .

Estableciendo las condiciones de trabajo del descarbonatador con el fin de determinar la temperatura del agua a la salida, ya que en este equipo las pérdidas de temperatura van a ser mayores al trabajar a contracorriente el agua con el aire, ya que trabaja como una empacada, en la que el contacto agua-aire está íntimamente ligado.

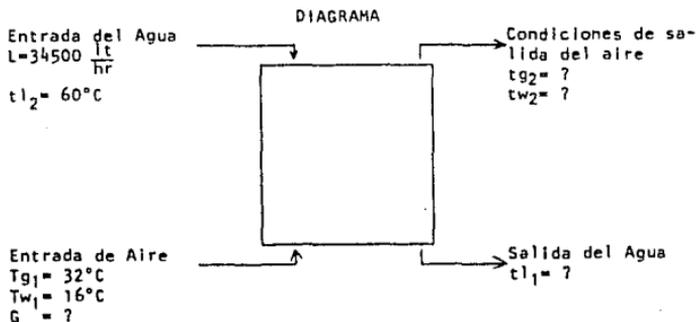
Para el balance de materia y energía en el desgasificador (descarbonatador, se establecen las condiciones de operación imperantes.

Tomando en cuenta que el desgasificador es una columna empacada - de anillos Rashing que trabaja como un humidificador adiabático, se establecen las condiciones del flujo de aire y agua que se manejan.

De acuerdo a un diagrama de una columna empacada se tienen las - condiciones iniciales de las dos corrientes gaseosas, que se indican por  $Y_1, Y_2, H_1, H_2, T_1, T_2, YG_1, G_2$  (siendo estas últimas la masa del aire seco).



Estableciendo las bases del diagrama anterior, y expresando en este los datos con que se cuenta, se procede a determinar la temperatura de salida del agua (temperatura que nos limitará la eficiencia del presente proyecto).



Condiciones de Trabajo del Equipo.

- a) Condiciones del agua en la entrada.

$$L = 34,500 \text{ lt/hr.}$$

$$T_{12} = 25^\circ\text{C}$$

- b) Entrada de Aire

G = Se desconoce (ventilador con que se cuenta no se tiene datos)

$$T_{g1} = \text{Temperatura de bulbo seco} = 32^\circ\text{C}$$

$$T_{w1} = \text{Temperatura de bulbo húmedo} = 16^\circ\text{C}$$

- c) Condiciones de Salida del Aire

$$T_{g2} = \text{Temperatura de bulbo seco} = 28^\circ\text{C}$$

$$T_{w2} = \text{Temperatura de bulbo húmedo} = 20^\circ\text{C}$$

- d) Condiciones de Salida del Agua

$$T_{11} =$$

Se conoce la fórmula general para determinar el balance de materia y energía que parte a raíz de lo expresado en el diagrama anterior.

$$\frac{L}{G} = \frac{H_{g2} - H_{g1}}{C_s(T_{12} - T_{11})}$$

en la que

$$H = (0.24 + 0.45Y)(t_g - T_{ref}) + \lambda_0 Y$$

donde

$$C_s = 0.24 + 0.45Y \text{ (Para el sistema de aire agua)}$$

$$\lambda_0 = 597.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{KgH}_2\text{O}}$$

$$T_{ref} = 0^\circ\text{C}$$

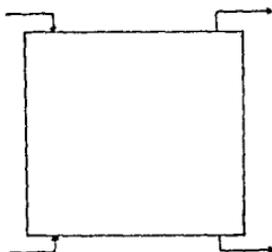
Y = Humedad absoluta o saturación absoluta

$$Y = \frac{\text{kg agua}}{\text{Kg a.s.}}$$

De acuerdo a lo anterior, para poder determinar la temperatura de salida del agua a tratar, es necesario conocer primeramente el flujo del ventilador, por lo que se obtendrá con las condiciones actuales del equipo, esto es con las condiciones del agua a la entrada de - 25°C.

DIAGRAMA

L = 34 500 lt/hr  
TL = 25°C



Tg2 = 28°C  
Hg2 = ?  
Tw2 = 20°C  
Y2 = 0.0155  $\frac{\text{kg. vapor}}{\text{kg. a.s.}}$

G = ?  
Hg1 = ?  
Tg1 = 32°C  
Tw1 = 16°C

TL1 = 24°C

Cálculo de la entalpía a la entrada y salida del aire.

$$H = (0.24 + 0.45 Y) (Tg - T_{ref}) + \lambda Y$$

Cálculo de Hg<sub>1</sub> (entalpía de entrada del aire)

$$H_{g1} = (0.24 + 0.45 Y) (T_{g1} - T_{ref}) + \lambda Y$$

donde

$$\lambda_0 = 597.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgH}_2\text{O}}$$

T<sub>ref</sub> = 0°C

Con T<sub>g1</sub> = 32°C

T<sub>w1</sub> = 16°C

de carta psicrométrica para 585 mmHg.

$$Y_1 = .0055 \frac{760}{585} = .007 \frac{\text{Kg vapor}}{\text{Kg a.s.}}$$

$$H_{g1} = (0.24 + 0.45 \times .0055) (32 - 0) + 597.2 \times .0055$$

$$H_{g1} = 11.961 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg.}}$$

Cálculo de Hg<sub>2</sub> (entalpía de salida del aire).

$$T_{g_2} = 28^{\circ}\text{C}$$

$$T_{w_2} = 20^{\circ}\text{C}$$

de carta psicométrica, para 585 mmHg

$$Y_2 = .012 \times \frac{760}{585} = 0.0155 \frac{\text{Kg. vapor}}{\text{Kg. a.s.}}$$

$$H_{g_2} = (0.24 + 0.45 \times .0155) (28-0)^{\circ}\text{C} + 597.2 \times .0155$$

$$H_{g_2} = 16.171 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg. a.s.}}$$

de la fórmula general

$$\frac{L}{G} C_s = \frac{H_{g_2} - H_{g_1}}{T_{I_2} - T_{I_1}}$$

$$C_s = 1.0 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg. }^{\circ}\text{C}} \text{ para el agua}$$

Despejando G

$$G = \frac{L C_s}{\frac{H_{g_2} - H_{g_1}}{T_{I_2} - T_{I_1}}}$$

Sustituyendo valores

$$G = 34,500 \text{ Kg/Hr} \times 1.0 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg }^{\circ}\text{C}}$$

$$= \frac{14.17 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg a.s.}} - 11.96 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kgs.}}}{25^{\circ}\text{C} - 24^{\circ}\text{C}}$$

$$G = \frac{\text{kg}}{\text{Hr}} \times \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg. }^{\circ}\text{C}} / \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg }^{\circ}\text{C}}$$

$$G = 8194.77 \frac{\text{kg. a.s.}}{\text{Hr.}}$$

Conociendo G, se establecen las condiciones para el nuevo sistema, - en las que se desconocen las condiciones de salida del equipo.

Lo que nos va a interesar en los balances del descarbonatador es primordialmente la temperatura de salida del agua, ya que va a ser un factor importante en los beneficios que pudiesen acarrear al usar agua del excedente de APV's a 60°C

Proponiendo un nuevo sistema con las condiciones del agua a 60°C.

DIAGRAMA

$$L = 34\ 500 \frac{\text{kg.}}{\text{hr.}}$$

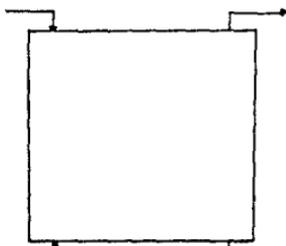
$$T = 60^\circ\text{C}$$

$$G = 8194,77 \frac{\text{kg. a.s.}}{\text{hr.}}$$

$$Tg1 = 32^\circ\text{C}$$

$$Tw1 = 16^\circ\text{C}$$

$$Y1 = 0,007 \frac{\text{kg. vapor}}{\text{kg. a. s.}}$$



$$Tg2 = ?$$

$$Tw2 = ?$$

$$Hg2 = ?$$

$$Y2 = ?$$

$$TL1 = ?$$

Para el cálculo de  $Hg_2$ , puesto que se desconocen las condiciones de salida del aire, se procede a calcular la entalpía de saturación.

$$H \text{ sat} = C_s (T_g - T_o) + \lambda_o Y \text{ sat.}$$

Se considera

$$Hg_2 = H \text{ sat} / 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Hg_2 = H \text{ sat}$$

$$Hg_2 = (0.24 + 0.45 \times .2215) (60-0) + 597.2 \times .2215$$

$$Hg_2 = 152.65 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg.}}$$

De la ecuación

$$\left(\frac{L}{G}\right) C_s = \frac{Hg_2 - Hg_1}{T_{12} - T_{11}}$$

Despejando  $T_{11}$

$$T_{11} = T_{12} - \frac{Hg_2 - Hg_1}{\frac{L}{G} C_s}$$

$$T_{11} = 60^\circ\text{C} - \frac{(152.65 - 11.961) \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg.}}}{\frac{34,500 \text{ kg}}{8194.77 \text{ kg}} \times 1.0 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg. } ^\circ\text{C}}}$$

$$T_{11} = 60^\circ\text{C} - 34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{11} = 26^\circ\text{C}$$

De lo anterior, se deduce que para una torre si es muy alta, para -- que las fases gas y líquido alcancen el equilibrio en la parte superior de la misma, la fase gaseosa estará saturado y  $T_{12} = T_{11} = T_{g2}$ .

La temperatura de salida del agua será igual a la del medio ambiente por lo que en el descarbonatador será la principal fuente de pérdidas de calor al enfriarse el agua desde  $60^\circ$  a temperatura ambiente.

## CAPITULO 5

### BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL DESAEREADOR

# ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

## BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN EL CALENTADOR DESAEREADOR

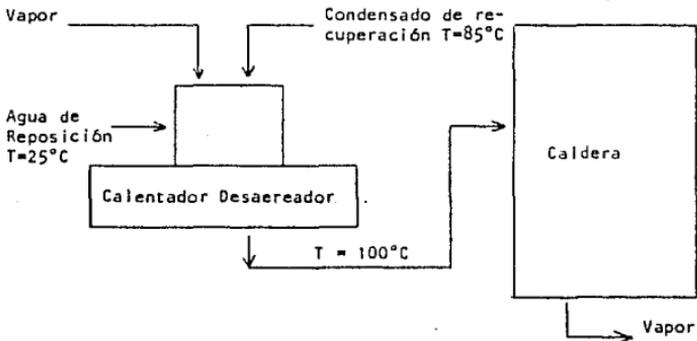
La finalidad de obtener los balances, es con el fin de determinar la cantidad de vapor y de masa de éste, que se requiere para tratar el agua de reposición y el condensado de recuperación en la llegada al calentador desaereador para subir esta masa a la temperatura requerida en la llegada a calderas.

Por lo que los cálculos que a continuación se expresan se indican en el sistema MKS.

Cálculos a Desarrollar.

- Balance de materia y energía en el agua de reposición.
- Cálculos para determinar la cantidad de vapor que se requiere para subir el agua a la temperatura de  $85^{\circ}\text{C}$  a  $100^{\circ}\text{C}$  (temperatura requerida a la llegada a las calderas).
- Cálculos promedio, para determinar la masa de vapor promedio utilizado en el calentador desaereador, al suministrar agua de reposición y condensados de acuerdo a los puntos a y b.

Cálculo de vapor necesario para que el agua salga del desaereador a las condiciones requeridas en calderas.



- A) Balance de materia y energía para el agua de reposición.

$W_r$  = Agua de reposición 30.09 ton/hr (promedio).

Balance de energía.

$$T_1 = 25^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 100^\circ\text{C}$$

$$C_p = 1.0 \frac{\text{K cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}}$$

$$Q = W C_p t$$

$$Q = 30.09 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1 \frac{\text{K cal.}}{\text{Kg. } ^\circ\text{C}} (100-25) ^\circ\text{C}$$

$$Q = 2256750.0 \frac{\text{K cal.}}{\text{hr}}$$

Cantidad de vapor para producir esa energía es:

Tomando en cuenta únicamente el calor latente del vapor.

$$Q = W C_p$$

El calor que requiere el agua de reposición es de  $2256750 \frac{\text{K cal.}}{\text{hr}}$

$$W = \frac{Q}{C_p}$$

Condiciones de llegada al desaerador del vapor.

$$T = 200 ^\circ\text{C}$$

$$P = 5 \text{ kg/cm}^2$$

$$= 900 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \times \frac{\text{K cal.}}{3.96 \text{ BTU}} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.45 \text{ kg}}$$

$$C_p = 500.60 \frac{\text{K cal.}}{\text{kg}}$$

Por lo que la cantidad de masa de vapor que se requiere

$$M = \frac{Q}{C_p} = \frac{2256750}{500.60} \frac{\text{K cal/hr}}{\text{K cal/kg}}$$

$$M = 4508.0 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

B) Condensados

Cálculaos para determinar la cantidad de vapor que se requiere para subir la temperatura de  $85^\circ$  a  $100^\circ\text{C}$

$$W_c = \text{Cantidad de condensado (promedio)} 45.63 \frac{\text{ton}}{\text{hr}} \text{ utilizados}$$

$$W_c = 45.63 \text{ ton/hr}$$

$$C_p = 1.05 \frac{\text{K cal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \quad 92.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 85^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 100^\circ\text{C}$$

$$Q = W_c C_p \Delta T$$

$$Q = 45630 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.05 \frac{\text{K cal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} (100-85) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q = 718672.5 \frac{\text{K cal}}{\text{hr}}$$

La masa de vapor requerida para producir esa energía es:

$$Q = W \lambda$$

$$W = \frac{Q}{\lambda}$$

$$\lambda = 500.6 \text{ K cal/kg} \quad (T = 200 \text{ } ^\circ\text{C}, 5 \text{ kg/cm}^2)$$

$$W = \frac{718672.5}{500.6} \frac{\text{K cal/hr}}{\text{K cal/kg}}$$

$$W = 1435.62 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

C) Cálculo para determinar la masa de vapor promedio utilizado en el desaereador al estar suministrando agua de reposición y condensados con los mismos promedios de los puntos A y B.

$$\text{Temperatura Promedio Entrada al Desaereador} = \frac{25^\circ\text{C} + 85^\circ\text{C}}{2} = 55^\circ\text{C}$$

$$W_t = W \text{ reposición} + W \text{ condensados}$$

$$W_t = (30090 + 45630) \text{ kg/hr}$$

$$W_t = 75720 \text{ kg/hr}$$

Temperatura a la Salida del Desaereador

$$T_2 = 100 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Calor requerido

$$Q = W C_p \Delta t$$

$$C_p = \left( 1.10 \frac{\text{K cal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right) \left( \frac{55 + 100 \text{ } ^\circ\text{C}}{2} \right)$$

$$Q = 75720 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 1.10 \frac{\text{K cal}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} (100.55) ^\circ\text{C}$$

$$Q = 3748140 \frac{\text{K cal}}{\text{hr}}$$

La cantidad de vapor para producir  $3748140 \frac{\text{K cal}}{\text{hr}}$  es :

$$Q = W\lambda$$

$$W = Q/\lambda$$

$$X = 500.6 \text{ K cal/kg (200}^\circ\text{C, 5 kg/cm}^2\text{)}$$

$$W = \frac{3748140 \text{ K cal/hr}}{500.6 \text{ K cal/kg}}$$

$$W = 7487.2 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

## C O N C L U S I O N E S

El análisis de lo anteriormente descrito, nos lleva a las siguientes conclusiones:

- a) El flujo excedente de agua caliente de APV'S, es suficiente - para abastecer la capacidad de agua de reposición diaria requerida por calderas.
- b) El ahorro de energía calorífica que se puede obtener utilizando esta agua es nulo, ya que al ser tratada el agua su temperatura de salida será ambiental.
- c) El solo suministrar una mínima cantidad del excedente de agua caliente de APV'S hacia la cisterna general de agua de pozo, permitirá mantener ciertas ventajas en algunos servicios como es el enfriamiento de chaquetas de compresores, etc.
- d) El dar un segundo o tercer servicio a una agua ya utilizada - sin afectar ninguna parte de la producción redituará un ahorro de la misma.
- e) Una alternativa para ahorrar energía sería utilizar el agua - ya tratada como preenfriamiento en APV'S. Para ello sería necesario efectuar un estudio aparte para poder determinar si es económicamente redituable, ya que se tendrían que hacer modificaciones al sistema actual.
- f) El sistema de tratamiento de agua con que cuenta la compañía, cumple perfectamente las condiciones para tratar agua caliente.
- g) El suministrar agua caliente al desgasificador provocará una mayor eliminación de  $CO_2$  del agua debido a que su solubilidad es menor al aumentar la temperatura.
- h) El utilizar el agua para calderas ocasionará también un ahorro económico al eliminar la necesidad de una torre de enfriamiento o un enfriador para bajar la temperatura del excedente de agua caliente de APV'S de  $62^{\circ}C$  a  $25^{\circ}C$ .

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- TRATAMIENTO DE AGUA PARA LA INDUSTRIA Y OTROS USOS.  
ESKEL NORDEL  
C.E.C.S.A. 2a. EDICION (1965)
- 2.- PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS.  
AS. FOUST  
C.E.C.S.A. 11a. EDICION
- 3.- PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.  
DONALD Q. KERN  
C.E.C.S.A. 8a. EDICION
- 4.- OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA.  
ROBERT E. TREYBAL  
Mc. GRAW HILL 2a. EDICION
- 5.- MANUAL DE AGUA PARA USOS INDUSTRIALES.  
EDITORIAL LIMUSA  
AUTOR SOCIEDAD AMERICANA

### REFERENCIAS :

- [1] MANUAL DEL FABRICANTE.
- [2] ESQUEMA DE EQUIPO REAL.