



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

Diseño de un Sistema de Tratamiento, Deaeración y
Enfriamiento de Agua y su Saturación con Bixido de
Carbono Aplicado a la Industria de Bebidas Gaseosas.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

VICTOR BALLESTEROS GONZALEZ



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.

NO. 10515
FECHA 1973
PROG. M. 1 2 B



QUINCE

A LA FACULTAD DE QUÍMICA

A MIS PADRES

A MIS HERMANOS

A MI ESPOSA MARGARITA Y A MIS HIJOS
ALEJANDRA MARGARITA, PATRIA ROSARIO
Y VÍCTOR ANTONIO

A MIS COMPAÑEROS Y
AMIGOS.

A MI UNIVERSIDAD.

¡ A TI A QUIEN SIEMPRE HE VISTO SALUDABLE, PORQUE
ERES LA PERSONA MAS CAPAZ PARA PODER JUZGAR A
TUS HIJOS; SI A TODOS TUS HIJOS INSANOS, QUE SE
HAN NUTRIDO CON TU SABIDURIA Y AHORA TRATAN DE
QUE TU SEAS UNA IMAGEN SEMEJANTE DE ELLOS.

A TI A QUIEN DESEO QUE SIEMPRE ESTES DE PIE PARA
QUE PUEDAS RESISTIR TODOS LOS EMBATES DE TUS
DETRACTORES, Y LOS PUEDAS EXHIBIR TAL CUALES
SON.

¡ OH ! GLORIOSA UNIVERSIDAD TODOS LOS QUE TE
QUEREMOS Y AMAMOS; SIEMPRE TUS MAS FIELES
ADMIRADORES Y DEFENSORES.

OTOÑO DE 1973.

I N D I C E

Página

CAPITULO

I	GENERALIDADES SOBRE LA INDUSTRIA DE BEBIDAS GASEOSAS EN MEXICO	1
II	PROCESOS COMUNES EN LA ELABORACION DE BEBIDAS GASEOSAS	9
III	DESCRIPCION DEL SISTEMA PROPUESTO PARA SU DISEÑO	37
IV	BALANCES DE MATERIALES Y DE ENERGIA DEL SISTEMA PROPUESTO.....	83
V	CALCULO DEL EQUIPO DEL SISTEMA PROPUESTO	93
VI	CONSUMO DE SERVICIOS EN EL SISTEMA PROPUESTO	116
VII	CONSIDERACIONES ECONOMICAS	117
VIII	CONCLUSIONES	121
	B I B L I O G R A F I A	122

CAPITULO I

GENERALIDADES SOBRE LA INDUSTRIA DE BEBIDAS GASEOSAS
EN MEXICO.

Las bebidas carbonatadas o gaseosas, fueron consecuencia de los ensayos para producir aguas efervescentes semejantes a las de fuentes naturales. Después de un tiempo se les agregaron saborizantes y de ahí nacieron las diversas aguas y bebidas gaseosas en diferentes partes del mundo.

Los indicios de esta industria comienzan en la Gran Bretaña. El químico inglés Priestley en 1767 hizo experimentos con Bioxido de Carbono, y encontró que el gas le daba un sabor picante al agua que lo disolvía, además que tales aguas carbonatadas de esa manera, tenían una semejanza en sabor con las aguas carbonatadas naturalmente.

Priestley dió a conocer sus trabajos y observaciones en un folleto titulado " Direcciones para impregnar agua con Aire Fijo para impregnarle el orden, Espíritu y virtud del agua de Pymont y de otras aguas de similar naturaleza."

A partir de los trabajos hechos por Priestley sobre la carbonatación de aguas por medio artificial, se empezó a desarrollar en diferentes partes del mundo esta industria y fueron los siguientes inventos o descubrimientos los que contribuyeron a su desarrollo.

La adición de sabores tales como jugos de frutas al agua carbonatada, la fabricación comercial del bioxido de Carbono líquido y sólido, el invento de la tapa metálica o corona, y su importancia radica en que había 1500 artificios para sellar bebidas carbonatadas, y por último es la invención de la máquina de hacer botellas pues la uniformidad de estas permitió el invento de otras máquinas tales como las llenadoras, coronadoras inventos que permitieron la expansión de esta industria mundialmente.

Aquí en nuestro país la industria de bebidas gaseosas se estableció hace aproximadamente 60 años. Su origen como todas las industrias de esa época fué modesto, ya que los elementos económicos y técnicos -- eran escasos. Se pueden mencionar como pioneros de esta industria las siguientes fábricas, La Electropura, La Higiénica por último la Casa Mundet.

Los precursores de esta industria tuvieron que -- vencer muchas dificultades, que entre otras era la -- resistencias de los consumidores de apagar su sed con otro tipo de bebidas. Esto fue una labor difícil que a base de un mejoramiento constante en la técnica de producción y calidad en las bebidas gaseosas, la que impulsó a esta industria a establecerse definitivamente creando nuevas plantas de bebidas carbonatadas en todo el país.

El progreso científico y técnico del presente siglo ha tenido aplicación en esta industria dando como consecuencia una alta calidad en los productos terminados.

El desarrollo de esta industria en nuestro país tiene sus antecedentes en las primeras limonadas envasadas en las famosas botellas de canica hasta ahora que se ha llegado al refresco de magnífica calidad y presentación, de los escasos vehículos en que se hacía el reparto y distribución hasta ahora que se ha sustituido por verdaderas flotas de camiones para dar cumplida satisfacción a la demanda. Desde aquellas pequeñas fábricas a las plantas de ahora que ocupan grandes edificios donde impera la limpieza absoluta.

La industria de bebidas carbonatadas del país ha crecido de una manera tal como, han crecido los centros de población y por lo tanto con los consumidos, pues no hay una ciudad o población importante de la República Mexicana que no cuente por lo menos con una planta embotelladora de bebidas gaseosas y no hay población que por muy alejada que este no se encuentren productos de esta industria. Además la gran cantidad de plantas embotelladoras que operan en nuestro país hacen de esta actividad una de las industrias en donde existe mayor competencia, lo que se traduce en un mejoramiento constante de la calidad del producto en beneficio del consumidor y su desarrollo en toda la República Mexicana desde su establecimiento es también un símbolo de progreso, ya que en la actualidad cuenta con plantas donde se mezclan la técnica y arquitectura para dar como resultado plantas embotelladoras que muestran el progreso realizado en nuestro país.

ASPECTO SOCIO-ECONOMICO.

Algunas de las actividades industriales dentro de nuestro desarrollo económico tienen como fundamentos la satisfacción de necesidades de la sociedad y percepción de los beneficios al desarrollar su servicio; además el engrandecimiento de estas actividades dependen en gran parte del desarrollo o creación de nuevos productos o mejorar los ya existentes.

Las bebidas gaseosas son el resultado de un eficiente proceso de transformación para convertir las materias primas en un satisfactor más para la sociedad haciendo de esta industria un centro de desarrollo para la misma sociedad y como una fuerza socio-económica que impulsa al desarrollo de la misma sociedad, ya que el consumo de materias primas y de elementos de producción, generan un gran número de fuerzas de trabajo que da ocupación a un gran número de empleados y obreros y por último a gran cantidad de personas les permite un medio de vida con la distribución y venta de estos productos.

Las bebidas gaseosas requieren para su producción materias primas de la mejor clase con el objeto de hacer de ellas productos atractivos a la vista y gratos al paladar, pero estos no son en sí las funciones específicas que tienen las bebidas gaseosas estas bebidas son productos refrescantes que satisfacen la imperiosa necesidad de la sed, son así mismo coadyudantes de la digestión, por estar carbonatadas, sirven además como golosinas y por su contenido de azúcar deben considerarse como productos alimenticios, esta industria en sí es una actividad a veces necesaria en

diversas partes de nuestro país en cuanto que contribuye a evitar ciertas enfermedades de origen hídrico en dichas regiones que tienen carácter endémico por la carencia de agua potable.

Así que los productos de esta industria son una garantía para el consumidor debido a que las materias primas que se usan son de primera calidad y el agua que se utiliza recibe un tratamiento de purificación metuculoso de acuerdo con las técnicas más eficaces en la materia.

Las siguientes cifras muestran de una manera amplia el desarrollo de esta industria que esta relacionada con otras por el consumo de materias primas y materias auxiliares, las industrias que proveen a esta industria con materias primas son entre otras las siguientes: la azucarera, la del vidrio, la de alcalis, la de productos cítricos, las productoras de Bioxido de Carbono y otras también medianamente importantes. También las cifras siguientes nos dan un amplio panorama de su desarrollo dentro del aspecto socio-económico.

Las cifras que se dan a continuación fueron tomadas de los censos industriales hechos en la República Mexicana, siendo el primero que se hizo oficialmente el del año de 1930 y los datos que tome en cuenta son los que revelan el desarrollo de esta industria en su aspecto social y económico.

CENSOS INDUSTRIALES

CENSO DEL AÑO	1930	1935
NUMERO DE ESTABLECIMIENTOS	918	101
PERSONAL OCUPADO	3,189	1,059
SUELDOS Y PRESTACIONES	\$ 1,385,000	\$ 766,000
CAPITAL INVERTIDO	\$ 3,783,000	\$ 3,133,000
VALOR PRODUCCION TOTAL BRUTA	\$ 5,450,000	\$ 3,566,000
CONSUMO MATERIAS PRIMAS Y AUX.	\$ 2,297,000	\$ 1,009,000
CENSO DEL AÑO	1940	1945
NUMERO DE ESTABLECIMIENTOS	191	732
PERSONAL OCUPADO	2,941	6,621
SUELDOS Y PRESTACIONES	\$ 2,719,000	\$ 13,554,000
CAPITAL INVERTIDO	\$ 7,802,000	\$ 34,857,000
VALOR PRODUCCION TOTAL BRUTA	\$ 15,800,000	\$ 88,842,000
CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS Y AUX.	\$ 3,855,000	\$ 27,760,000

CENSO DEL AÑO	1950	1955
NUMERO DE ESTABLECIMIENTOS	1,673	701
PERSONAL OCUPADO	11,821	44,832
SUELDOS Y PRESTACIONES	\$ 68,011,000	\$ 262,878,000
CAPITAL INVERTIDO	\$ 227,716,000	\$ 888,151,000
VALOR PRODUCCION TOTAL BRUTA	\$ 327,308,000	\$1,333,620,000
CONSUMO MATERIAS PRIMAS Y AUX.	\$ 123,755,000	\$ 522,803,000

CENSO DEL AÑO	1960	1965
NUMERO DE ESTABLECIMIENTOS	587	481
PERSONAL OCUPADO	23,940	31,824
SUELDOS Y PRESTACIONES	\$ 314,087,000	\$ 543,492,000
CAPITAL INVERTIDO	\$ 1,147,464,000	\$ 1,460,282,000
VALOR PRODUCCION TOTAL BRUTA	\$ 1,618,573,000	\$ 2,844,049,000
CONSUMO MATERIAS PRIMAS Y AUX.	\$ 661,885,000	\$ 1,235,002,000

CENSO DEL AÑO	1970
NUMERO DE ESTABLECIMIENTOS	472
PERSONAL OCUPADO	46335
SUELDOS Y PRESTACIONES	\$ 982,573,000
CAPITAL INVERTIDO	\$ 2,532,442,000
VALOR PRODUCCION TOTAL BRUTA	4,812,736,000
CONSUMO MATERIAS PRIMAS Y AUX.	1,623,111,000

LAS CANTIDADES GLOBALES SON EN PESOS MEXICANOS.

Como se puede hacer notar el número de establecimientos es muy variable y entre cada periodo de censo no hay una relación que nos pueda justificar estas -- variaciones y se puede dudar de la autenticidad de -- los datos, pero la realidad es que en todos los censos excepto los de los años de 1965 y 1970 un gran -- número de embotelladoras de tipo manual y a veces de -- caracter familiar demasiado pequeñas fueron tomadas -- en cuenta, mismas que a la fecha han desaparecido por su falta de calidad en sus productos. Por lo que se -- puede decir que los datos de los dos últimos censos -- industriales son más reales en cuanto a las plantas -- existentes ya que únicamente se tomaron en cuenta las que tenían instalaciones adecuadas en toda la República Mexicana.

En cuanto al personal ocupado se puede decir que -- ha ido creciendo adecuadamente a pesar de que la im -- plantación de maquinaria ha desplazado a elementos -- del area de producción. En el valor de la producción -- total bruta indica que los consumidores se han incre -- mentado en una manera rápida ya que ellos son los que compran el producto y que los productos de esta in -- dustria son de bastante demanda.

Cabe mencionar que la distribución de las plantas embotelladoras en toda la República Mexicana hacen -- los beneficios socio-económicos de esta industria se -- distribuyan equitativa y regionalmente.

CAPITULO II

PROCESOS COMUNES EN LA ELABORACION DE BEBIDAS GASEOSAS

Materias primas.- Las materias primas usadas en la elaboración de bebidas carbonatadas se pueden clasificar generalmente de acuerdo como se usan en el proceso de elaboración, pero antes de entrar en detalle de su clasificación y descripción debemos tener en cuenta lo que se define como refresco o bebida gaseosa: se dice que es toda bebida aromatizada y endulzada, que en algunas ocasiones se le añaden ácido y en otras se le añaden sales minerales, que se carbonata artificialmente y no contiene alcohol.

En la manufactura de bebidas gaseosas podemos distinguir tres secciones en el proceso de elaboración que son las siguientes: Sección de materias primas, en donde se tienen los materiales siguientes, Agua cruda, Bioxido de Carbono, Edulcorantes, Acidulantes, Preservativos, Extractos y Concentrados, Colorantes, Alcális y Detergentes, Botellas, Corcholatas y Cajas. Las Materias primas anteriores son usadas en la sección de manufactura donde se llevan a cabo los siguientes procesos:

Tratamiento de agua.

Elaboración de Jarabes.

Lavado de botellas.

Enfriamiento y Carbonatación del agua tratada y jarabe terminado.

Llenado y sellado de botellas.

De la clasificación anterior en la sección de materias primas la descripción sera de las materias primas principales y de una manera general.

Edulcorantes.- Desde el punto de vista de su uso en las bebidas gaseosas, los edulcorantes son sustancias que cuando se mezclan con agentes saborizantes, ácidos, etc., proporcionan un sabor dulce satisfactorio al producto terminado.

El edulcorante más ampliamente usado en la industria de refrescos es el azúcar. El azúcar se extrae de las plantas que por naturaleza y su cultivo contienen cantidades considerables de azúcar, como lo son la caña de azúcar y la remolacha.

Generalmente el azúcar es incolora o blanca cuando se extrae de la caña de azúcar o remolacha. Al azúcar se le denomina en terminos químicos como sacarosa. El azúcar comercial contiene 99% de sacarosa y casi no contiene humedad.

El azúcar se distingue por su carencia de otro sabor que no sea dulce y su habilidad para acentuar los sabores, por su fácil solubilidad en agua y esta bilidad en presencia de productos químicos, y por su alto valor calorífico como alimento.

El azúcar reacciona en solución en presencia de un medio ácido con el 5% de su peso en agua y su mo

léc^ula se rompe en dos partes iguales de dos azucares de estructura química simple. Estas son la dextrosa y la levulosa. Esta mezcla de dextrosa y levulosa se le conoce como azúcar invertida y a la conversión de azúcar a azúcar invertida se le denomina inversión.

Una mezcla de azúcar invertida y sacarosa son más solubles en agua que la sacarosa unicamente, siendo la proporción máxima de mezclado en partes iguales. En el proceso de elaboración de bebidas gaseosas, la operación de inversión de azúcar se forma automáticamente.

Edulcorantes artificiales.- Los agentes edulcorantes artificiales han sido conocidos y usados en algunos alimentos hace ya bastante tiempo. Su uso ha sido restringido a formulaciones especiales para personas que por diferentes causas no pueden consumir azúcar ordinariamente. Hasta hace poco tiempo que las bebidas gaseosas o carbonatadas se endulzaron con agentes químicos artificiales no nutritivos sustituyendo al azúcar.

El uso de edulcorantes artificiales están sujetos a reglamentos en diferentes países por las autoridades de salud e higiene pública. Los edulcorantes artificiales más comunmente usados en las bebidas gaseosas son la sacarina, el ciclamato de calcio y una combinación de ambos. El contenido general de una bebida gaseosa terminada es de 1/50 del 1% o menos de sacarina y de 1/4 del 1% o menos de ciclamato de calcio.

El poder de los edulcorantes artificiales varia de 300 a 500 veces más dulces que el azúcar o sacaro-
sa.

Acidulantes.- Los acidulantes son usados en las -
bebidas gaseosas para impartirles un sabor agrio sin-
afectar el sabor dulce, y para completar los sabores-
de los extractos usados. Así, las características de-
sabor de una bebida se debe en parte a su acidulación
propia. Todos los acidos usados en la elaboración de
bebidas carbonatadas deben ser del grado alimenticio.
Los ácidos para este fin son el ácido cítrico, ácido,
tartárico, y ácido fosfórico. Los ácidos anteriores -
tienen la propiedad de ser débiles y no perjudicar --
la salud a las concentraciones a que se usan en los -
refrescos terminados.

El ácido cítrico es un solido incoloro, inodoro,-
formado ya sea cristales grandes traslúcidos y blan-
cos cuando esta en polvo, además es muy soluble en --
agua.

Este ácido abunda en la naturaleza, se encuentra-
en una cantidad considerable en los limones, naranjas
y toronjas. Su uso es bastante amplio, aparte del lu-
gar que ocupa en la industria de bebidas gaseosas o -
carbonatadas.

Acido fosfórico.- Los grados comerciales ordina -
rios del ácido fosfórico son del 75% y 85 %, general-
mente el más ampliamente usado en esta industria es -
el de 75 % de concentración.

El ácido fosfórico es el acidulante más económico
no solo por su bajo costo, sino también porque es muy
potente, una solución del 25% del ácido fosfórico --

equivale aproximadamente a una solución del 48% de ácido cítrico. Su uso en la industria de bebidas gaseosas es exclusivamente a los refrescos de cola.

Acido tartárico.- Es un ácido formado por cuatro isómeros. El ácido más común es el de la forma dextro y se obtiene de las uvas. El ácido tartárico se encuentra en forma incolora y de cristales transparentes, como un polvo blanco o granulos. Usandose principalmente para la preparación de bebidas de sabor de uva.

Acido málico.- Este ácido es la característica ácida de las manzanas y por esta razón se le conoce como ácido de las manzanas. Es un sólido cristalino blanco o incoloro, es muy soluble en agua y alcohol.

El ácido málico es usado para la preparación de bebidas gaseosas de manzana y cereza.

Extractos.- Estos compuestos se usan y son en gran parte la base de sabor de las bebidas gaseosas. Sus constituyentes se suministran de una manera clara y precisa, tomando en cuenta los requisitos oficiales de salud e higiene pública de cada país, de estos extractos alcohólicos, emulsiones, soluciones alcohólicas o jugos de frutas.

Las emulsiones se preparan con aceites esenciales, goma arábica y jarabe espeso de azúcar o glicerina; la mezcla se pasa por un homogenizador. Algunos saborizantes son solubles en soluciones alcohólicas dilu

das y se suelen preparar disolviendo los aceites esenciales en el alcohol y agregando agua hasta obtener la disolución conveniente.

A algunos extractos se les agregan jugos de frutas que son llamados concentrados.

Las bebidas gaseosas opacas se tratan de manera especial para que conserven la opacidad permanente. Además de los saborizantes se usan otras sustancias para mejorar el sabor y el aroma; a los refrescos de cola se le pone cafeína, y a los de uva se le añade a los extractos acetato y butirato de amilo.

Bioxido de Carbono.- El bioxido de carbono es la materia prima particularmente útil ya que es vital para la industria de bebidas gaseosas, la aceptación de las bebidas carbonatadas se debe en su mayor parte al sabor único gusto y burbujeo de este gas.

El bioxido de carbono usado en las bebidas gaseosas es el alma de estas, porque les imparte efervescencia y burbujeo, mismas que se encuentran en las aguas de fuentes naturales, como en las naturales con efervescencia también las aguas carbonatadas artificiales tienen propósitos saludables.

El bioxido de carbono es un gas incoloro, y tiene un olor ligeramente picante, se encuentra aproximadamente en un 0.03 % en la atmósfera terrestre. Es un compuesto muy estable e inerte relativamente.

Agua.- El agua usada en bebidas gaseosas puede ser de cualquier fuente de suministro natural y hacerle su tratamiento adecuado para poderse usar en el

proceso de elaboración.

En terminos medios el agua formada del 85 al 93% en las bebidas carbonatadas. Y por esta razón debe -- de considerarse como el ingrediente más importante de esta industria.

El agua pura es insípida, incolora e inodora y es uno de los solventes universales.

El agua para consumo humano e industrial se obtiene de diversas fuentes naturales de suministro que puede ser, aguas de lluvia, aguas superficiales de lagos y lagunas, ríos y depósitos improvisados, otras fuentes de aguas son las corrientes subterráneas de la -- que se extraen por perforaciones de pozos.

Cualquiera que sea el origen de su fuente de suministro el agua siempre contiene impurezas en solución y suspensión siendo necesario hacer un análisis detallado de estas mismas para poder hacer el acondicionamiento de agua para cada uso.

A continuación se dan las características físicas, químicas y biológicas para que el agua sea clasificada como potable en nuestro país.

Color	incolora
Sabor	Insípida
Olor	inodora
Turbiedad	ninguna (sin sedimento)

Nitrogeno (nitratos)	hasta 5 ppm
Nitrogeno (nitritos)	cero ppm
Nitrogeno (próteico)	hasta 0.1 ppm
Oxigeno consumido (alcalino)	hasta 3 ppm
Oxigeno consumido (ácido)	hasta 3 ppm
Solidos Totales disueltos	hasta 500 ppm
Dureza total (CaCO_3)	hasta 300 ppm
Dureza permanente (CaCO_3)	Hasta 50 ppm
Alcalinidad total (CaCO_3)	hasta 350 ppm
Cloruros (ión cloro)	hasta 40 ppm
Cloro libre	hasta 0.2 ppm
Metales tóxicos	cero ppm

Caracteres biológicos del agua potable.— No deben tener grupos coli, ni coliformes en cantidades mayores de 20 micro-organismos por litro.

No deberá tener un promedio mayor de 200 colonias y bacterias por centímetro cúbico.

No deberá tener bacterias y colonias licuantes.

Además de los requisitos anteriormente mencionados, que deben reunir el agua para ser potable; el agua empleada para la fabricación de bebidas gaseosas, debe tener baja alcalinidad y baja dureza y no debe tener materia orgánica.

DESCRIPCION DE LOS PROCESOS COMUNES

Los procesos comunes en la elaboración de bebidas gaseosas difieren unicamente en los equipos que se utilizan en la sección de manufactura y los podemos clasificar de la siguiente manera:

Premezclado

Procesos de elaboración

Potsmezclado

Premezclado.- Este sistema tiende a generalizarse en la actualidad, tanto en las embotelladoras de capacidad y a este tipo de proceso de embotellado se le denomina así porque en un aparato llamado sincrometro o proporcionador, se mezclan agua tratada y jarabe — terminado en las proporciones exactas del refresco y ser carbonatada posteriormente y obtener de esta manera el refresco terminado.

Postmezclado.- Todavía hay en la actualidad gran cantidad de embotelladoras que usan este sistema, en el cual el jarabe terminado y el agua tratada ya carbonatada se mezclan en el envase cerrado en un aparato denominado mezcladora.

Tanto en el sistema de premezclado y potsmezclado se pueden usar sistema de llenado de alta-baja presión, y sistema de llenado de baja presión, dependiendo únicamente del tipo de llenadora que se use; sin embargo en potsmezclado tres aparatos trabajan sincronisadamente que son la jarabera, llenadora y coronadora, en cambio en premezclado solamente hay dos máquinas que trabajan en sincronización que son la llenadora y coronadora.

Para un mejor entendimiento de los procesos anteriormente descritos se tienen diagramas de flujo de ambos procesos.

Descripción de los equipos y etapas principales de cada proceso. Como ambos procesos difieren en los equipos usados en la sección de manufactura, la descripción abarcará a los equipos semejantes de cada uno y después los equipos individuales que los hacen diferir.

Equipos comunes en ambos procesos.

- Tratamiento de agua.
- Lavadora de botellas.
- Llenadora.
- Coronadora.
- Equipo de la sala de jarabes.
- Deareador de agua.
- Enfriador de agua
- Carbonatador.

Equipos de Postmezclado.

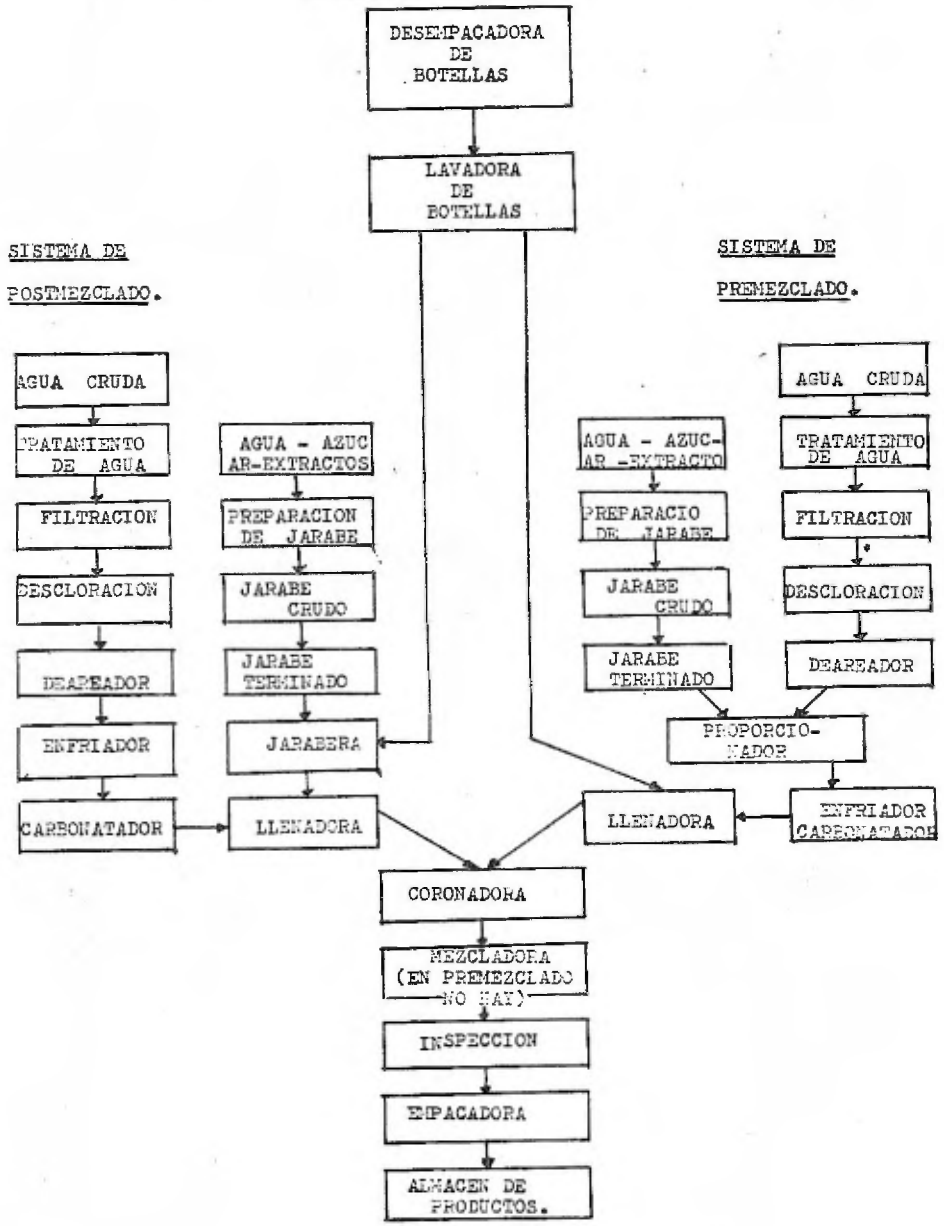
- Jarabera.
- Mezcladora.

Equipo de Premezclado.

- Sincrometro.

El equipo generalmente usado en el tratamiento de agua para uso en las bebidas carbonatadas es según el sistema de tratamiento, ya sea continuo o discontinuo, para el propósito de este capítulo describiré el -- equipo de tratamiento de agua discontinuo.

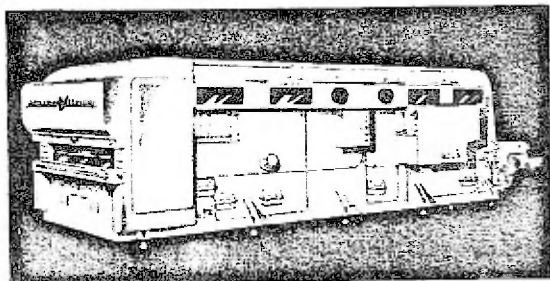
DIAGRAMA DE FLUJO PARA LOS PROCESOS DE ELABORACION DE BEBIDAS GASEOSAS.



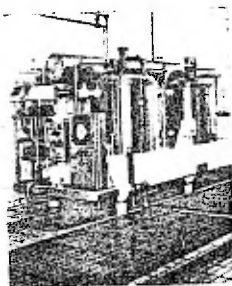
INGREDIENTES EN VARIAS BEBIDAS CARBONATADAS.

BEBIDA	SABORIZANTE	AZUCAR (%)	VOL. CO ₂
Agua mineral	Bicarbonato de Sodio, Sulfato de Sodio, de - 300 a 400 ppm.	Ninguna	4 a 5
Cola	Vainillina, Extracto de Cola de Huez, Cafeina, Extrac. de Canela, Ac. de limón.	11-15	3 a 4
Ginger Ale	Raíz de Gengibre, Resina de Gengibre, Ac. de lima.	8 a 11	4 a 4.5
Naranja	Ac. de Naranja Jugo de Naranja, goma arabica.	12 a 14	1 a 2.5
Uva	Metil Antranilato, Ac. de Cognac.	11 a 13	1 a 2.5
Aguaquina	Ac. de limón, - Ac. de lima, - Quinina(Sulfato).	9 a 11	4 a 4.5
Limón	Ac. de limón	11 a 15	1.5 a 3.5
Fresa	Aldehido C ₁₆	11 a 13	1.5 a 3.5
Durazno	Aldehido C ₁₄	11 a 13	1.5 a 3.5
Cream Soda	Vainillina o Metil-Vainillina.	11 a 13	2 a 2.5
Root-Beer	Ac. de Wintergreen, esen. de clavos y aniz.	11 a 15	3.5
Tom Collins	Ac. de limón jugo de limón Tartrato de sodio.	8 a 11	4 a 4.5
Cereza	Ac. de Almendras agrias o Benzaldehido.	11 a 15	2.5

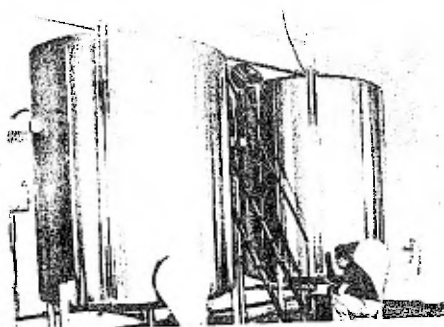
LAVADORA DE BOTELLAS



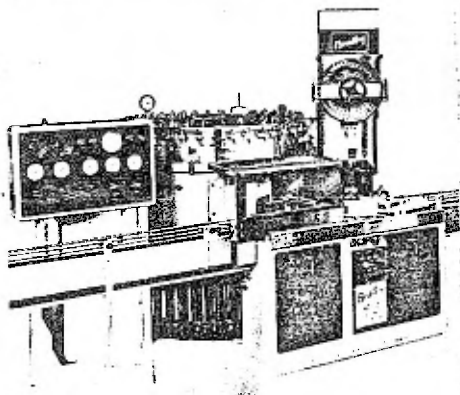
ENFRIADOR
CARBONATADOR



EQUIPO DE UNA SALA DE JARABES



MÁQUINA
ELEVADORA-COCCIONADORA



19716
IND. DE QUÍMICA
W. BALLESTER S. G.
1973

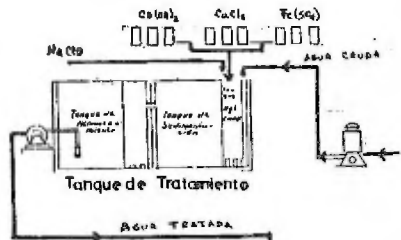
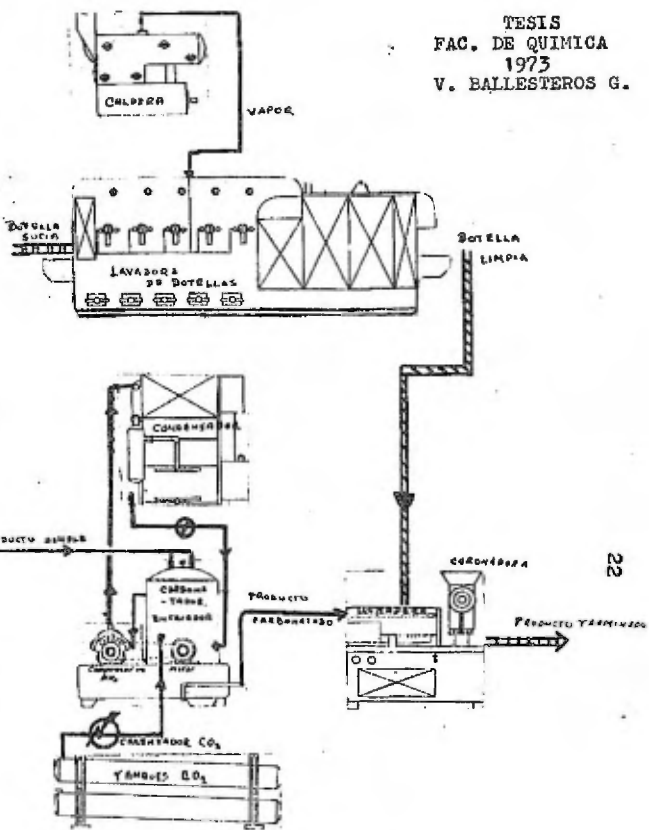
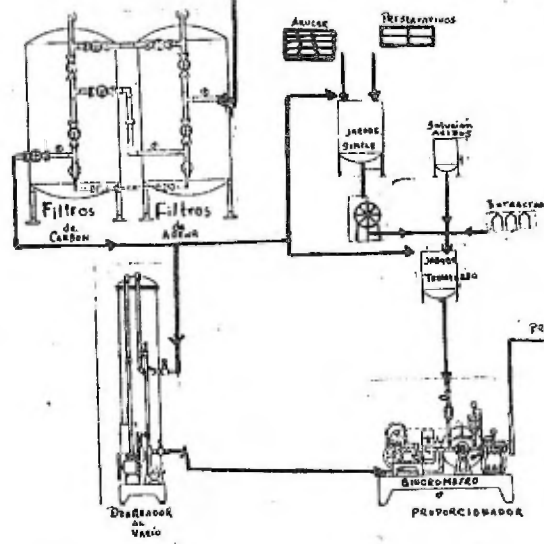


DIAGRAMA DE OPERACION



TESIS
FAC. DE QUIMICA
1973
V. BALLESTEROS G.

Para efectuar este tratamiento el equipo usado -- generalmente consta de tanques de almacenamiento, cuya capacidad va de acuerdo con la producción de embotellamiento y por lo común se tiene una batería de -- dos o tres tanques, cuyo volúmen de cada uno es igual cuando menos a una producción de 24 horas; estos tanques estan provistos de agitadores de propela y motobombas, el agitador es usado durante el proceso de -- tratamiento de agua denominado, tratamiento de agua -- en frío por cal-coagulante-cloruro de calcio. De acuerdo con la capacidad del tanque y el tiempo de tratamiento es el funcionamiento del agitador.

Después de efectuar el tratamiento indicado, se -- deja reposar el agua tratada por un lapso de cuatro -- o cinco horas cuando menos antes de usarse. La motobomba se arranca en el instante en que se va a usar -- el agua tratada para la etapa de producción y la potencia del motor de la bomba debe ser de una manera -- tal que el agua llegue a los filtros de carbón a una presión no mayor de 60 psig/in^2 . *14/91*

Formando parte del equipo de tratamiento de agua -- los filtros de arena y carbón activado. La función de los filtros de arena es esencialmente la eliminación de materia suspendida, que es arrastrada por el agua -- y por lo general son pequeños flóculos que se retienen en el lecho de arena. Los filtros de arena, son cilindros de diversos diámetros, con tapas elípticas de -- acero al carbón, y pueden ser colocados en posición -- horizontal o vertical y en el interior estan coloca --

das de abajo hacia arriba grava de diferentes tamaños correspondiendo el tamaño más grande a la capa inferior. En la parte superior de estas capas de grava — se encuentra el arena muy fina. La grava consiste de piedras duras de forma irregular o redonda que tienen un peso aproximado de 100 libras por pie cúbico y deben estar libres de polvo y material extraño.

Las capas de grava estan dispuestas de la siguiente manera:

Capa Número	Pasa a través de mallas de abertura de	Altura en cm.	Se retienen en mallas de abertura de.
1	38 mm	15	19 mm
2	19 mm	10	13 mm
3	13 mm	10	6.5 mm
4	6.5 mm	10	3.2 mm
5	3.2 mm	10	1.6 mm

La capa de arena varía de 80 a 120 centímetros — y el tamaño de esta tienen que estar comprendido entre 0.45 a 0.55 mm.

El filtro trabajando recibe el agua por la parte superior y descarga por la parte inferior. En la parte superior tiene una placa deflectora y una placa de distribución y en su base tiene un sistema de descarga lateral con el fin de que el agua de retrolavado — se distribuya uniformemente y además evita la canalización de los lechos de arena y grava.

Filtros de carbón activado. Estos se usan para absorber el cloro residual y otros agentes químicos gaseosos que se encuentren disueltos en el agua. El carbón activado está colocado en un recipiente igual al-

de los filtros de arena, teniendo los mismos lechos de soporte de grava y arena fina para mantener el carbón activado en la parte superior del cilindro. Tienen el mismo deflector y placa de distribución como los filtros de arena y el mismo sistema de descarga lateral, sin embargo los recipientes están protegidos con una capa de resina, porque el carbón activado es corrosivo para el acero común. La capacidad de cada filtro está dada en función de su área recta que expone a la dirección del flujo del agua. ←

Equipo de elaboración de jarabes.- El equipo usado para elaborar jarabes constan de tanques de acero inoxidable de diferentes capacidades los cuales están provistos de agitadores de propela accionados con motores eléctricos. Dependiendo si los jarabes se producen por el método en frío se usan los tanques anteriormente descritos, si los jarabes se producen por el método en caliente (pasteurización) los tanques están provistos de una chaqueta de acero al carbón usando como medio de calentamiento vapor de 5 a 6 kg/cm².

Además dicha chaqueta sirve también para enfriar los jarabes sirviendo como medio de enfriamiento agua fría entre 4 y 5°C, que proviene de un sistema de refrigeración en el cual el agua recircula desde los serpentines de enfriamiento hacia los tanques y de ahí regresa a los serpentines de enfriamiento.

Lavadoras de botellas.- El lavado de botellas tiene como finalidad darle a las botellas un acabado limpio y además esterilizarlas. En la actualidad las

lavadoras de botellas estan diseñadas para darles a las botellas aspecto de limpieza y esterilización.

El lavado de envases es un procedimiento complicado que implica principios mecánicos, hidráulicos y físico-químicos que deben ser empleados con propiedad.

Las lavadoras de botellas son fabricadas en diferentes tipos y capacidades de acuerdo con el fabricante y usuarios. Tres tipos de lavadoras se encuentran en uso en la actualidad que usan diversos principios para efectuar el lavado y esterilizado de envases y son, lavadoras de tipo hidráulico, lavadoras de tipo remojador y lavadoras que usan una combinación de las anteriores que son del tipo hidro-remojador.

Las soluciones para el lavado de botellas estan formadas principalmente por compuestos alcalinos y estos efectuan el lavado y esterilizado de botellas. El hidroxido de sodio es el principal ingrediente por su acción germicida efectiva, por esta razón el tiempo y temperatura requeridos para la esterilización depende de la concentración de la sosa caustica. Otros alcális pueden algunas veces incrementar el poder germicida, sin embargo estos alcális son usados por el mejoramiento que hacen con sus propiedades a la solución lavadora.

Deareador.- Este aparato sirve para eliminar los gases incondensables que estan disueltos en el agua, y son construidos en todas sus partes por a cero inoxidable, los deareadores usados en esta industria funcionan por medio de una bomba de vacío, generado por bombas de vacío de sello de aceite.

El funcionamiento de estos se basan en la ley de Henry, y por esta razón al disminuir la presión se — disminuye la solubilidad en los gases en agua.

En los deareadores el agua es inyectada a través de rociadores y se derrama a través del empaque del — aparato y dicho empaque está constituido por anillos — rasching de porcelana y el agua deareada se deposita — en el fondo del aparato de donde se extrae por medio — de bombeo.

Enfriadores de agua.— El enfriamiento de agua, — en el proceso de elaboración de bebidas gaseosas es — útil por la fácil absorción del bioxido de carbono — en el agua fría, como es bien sabido los gases son — más solubles en agua mientras más baja sea su tempera — tura de esta. Diferentes tipos de enfriadores de agua son usados en la industria de bebidas gaseosas. Siendo los más ampliamente usados los enfriadores de tipo cortina.

En estos enfriadores el agua cae por la superfi — cie de enfriamiento de estos, tanto la cortina como — la caja son de acero inoxidable. La cortina está he — cha por dos placas onduladas unidas, formando en las — ondulaciones tubos, por el interior de estos circula — el líquido refrigerante. El agua proveniente del dea — reador se alimenta a la temperatura ambiente y sale — a la temperatura de 34° F.

Carbonatadores.— El agua carbonatada es una ab — sorción propiamente del bioxido de carbono en agua,—

y la capacidad de absorción del gas en agua, depende de la temperatura y la presión a la que se efectue, - hay otros factores que deben tomarse en cuenta para el diseño de estos aparatos y son, que se efectúe una verdadera absorción en el carbonatador y la velocidad de llenado de botellas.

Para que se efectue la absorción del bioxido de carbono en el agua, es necesario que haya una gran -- area de contacto entre el agua y el gas. Y esta es la función del carbonatador.

En la actualidad hay funcionando una gran variedad de carbonatadores, pero no obstante la tendencia de los fabricantes es de hacer aparatos más efectivos y menos complicados, por su funcionamiento de estos - podemos encontrar los que se denominan en esta industria, saturadores, carbonatadores y por último los -- carbonatadores-enfriadores. Siendo los más usados los del tipo carbonatador y los enfriadores-carbonatadores.

Carbonatadores.- En estos aparatos el domo y el cuerpo del carbonatador estan llenos de gas carbónico y el agua entra por un sistema de pulverizadores, los cuales la dividen en pequeñas gotas de agua produciendo una niebla que fluye hacia abajo atraves del domo lleno de gas. Cuando el agua llega al cuerpo del carbonatador, es mezclada por un agitador, la agitación producida es para asegurar una absorción máxima del gas y saturación uniforme. Unos baffles colocados abajo del agitador, mantienen al agua carbonatada en un estado quieto. Entonces el agua carbonatada es descargada hacia la llenadora por un tubo de descarga que se encuentra en la base del cuerpo del carbonatador.

Todos estos carbonatadores son de acero inoxidable y estan completamente forrados con material aislante para protegerlos de la temperatura ambiente, que puede aumentar la temperatura del agua.

Carbonatadores-enfriadores.- Este es un equipo que reúne dos etapas del proceso de elaboración de bebidas gaseosas, que son la de enfriamiento y carbonatación y se diseñan con el fin de reducir espacio, en el área de embotellamiento.

Existen en la actualidad dos tipos de enfriadores carbonatadores. El primer tipo usa dos pasos que son el enfriamiento y despues la carbonatación, se puede decir que es un enfriador y un carbonatador puestos en un solo espacio, pero el enfriamiento se hace en tubos evaporadores capilares dobles, en este equipo el agua se alimenta a estos tubos a traves de una placa de distribución por una motobomba, y el flujo de agua se controla con una válvula de diafragma. El agua se recolecta en un depósito de acero inoxidable forrado con aislante térmico y de aquí se alimenta al carbonatador por medio de una bomba rotatoria positiva con rotor de acero inoxidable y la carbonatación se efectua en un aparato del tipo carbonatador. El agua carbonatada es transferida hacia la llenadora por medio de una bomba centrífuga del tipo sobre-presión, regulando el flujo por medio de una válvula de acuerdo con los requerimientos de la llenadora.

El otro tipo de enfriador-carbonatador estan di-

señados para producir un producto uniformemente carbonatado, con un enfriamiento a 34° F de la mezcla agua jarabe, bajo una atmósfera controlada de gas carbónico. La mezcla entra al tanque de carbonatación a través de un ducto por la parte superior y es distribuida por una placa perforada sobre las placas de enfriamiento que son de acero inoxidable. Aquí el proceso de enfriamiento y carbonatación del producto se efectúan cuando la mezcla entra al canal de distribución y de aquí a las placas de enfriamiento, fluyendo suavemente el producto carbonatado hacia la base del aparato, en donde se almacena. El nivel del tanque de almacenamiento es controlado por medidores de nivel colocados por fuera del tanque.

Todo el equipo es de acero inoxidable y está forrado con aislante térmico, teniendo además un acabado sanitario exteriormente. Es importante hacer notar que el sistema de refrigeración es parte integral de la unidad.

Llenadoras.- En este equipo es donde se efectúa el llenado de los envases ya sea completando al volumen de llenado con agua carbonatada o con refresco terminado cuando se usa sistema de premezclado. Estos equipos de llenado están diseñados para capacidades que van desde 240 botellas por minuto hasta 600 botellas por minuto, se encuentran funcionando en la actualidad dos tipos de llenadoras, las de alta-baja presión y las llenadoras de baja presión.

Llenadoras de alta-baja presión, por medio de estas máquinas la velocidad de llenado es de 180 a 240 bot:min. Estas máquinas tienen un tanque donde reciben el agua carbonatada del carbonatador y están conecta

das a la cámara de gas del carbonatador, y esta conexión permite asegurar una presión balanceada y un nivel apropiado en el tanque, por lo general estas llenadoras constan de 24, 36 y 48 valvulas de llenado.

— Llenadoras de baja presión, por medio de estas máquinas la velocidad de llenado se incrementa de 450-600 Bot:min, estas máquinas también tienen un tanque de acumulación de agua carbonatada o de refresco terminado y también se conectan a la cámara de gas del carbonatador para tener una presión balanceada y el nivel apropiado en dicho tanque, el funcionamiento de las valculas es semejante a las de las máquinas de alta-baja presión y consta generalmente de 72 valvulas de llenado, en estas llenadoras el volúmen de llenado y la presión es controlada gradualmente, pues va desde la presión del tanque hasta cero presión manométrica.

Ambos tipos de llenadoras sin excepción, todas las partes que estan en contacto con el agua carbonatada son de acero inoxidable y trabajan en sincronización con la jarabera y coronadora.

Coronadora.— En este equipo las botellas ya llenas con producto son selladas, además estas unidades trabajan en sincronización con toda la línea de embotellado, comúnmente con la lavadora, jarabera y llenadora. Este equipo forma parte del sistema jarabera-llenadora y esta montado en la misma base de los equipos anteriores.

Esta máquina tiene en su parte superior una tolva de alimentación de corcholatas las cuales caen en un disco selector y este disco gira y coloca las corcholatas en una guía flexible, misma que termina en la cabeza de sellado de este equipo.

Las corcholatas con las que son selladas las botellas son tapas de metal de ductibilidad, temple y diámetro uniforme con una capa de corcho o de otro material que sirve de protección a la bebida para que no entre en contacto directo con la tapa metálica.

Equipo de potsmezclado. 1

Máquina de jarabe o jarabera, esta es una máquina rotatoria que trabaja en sincronización con la máquina llenadora y coronadora, esta consta de una serie de valvulas que en su parte superior tienen una copa o taza, cuya capacidad es igual al volumen deseado de jarabe por botella, a ese volumen se le denomina tiro de jarabe. La jarabera tiene un depósito en su parte superior que es alimentado casi siempre por gravedad, o por bombeo cuando los tanques de jarabe terminados están por abajo del nivel de la máquina jarabera. El nivel del depósito de jarabe se controla. Estas máquinas funcionan de la siguiente manera: cuando las botellas llegan a la jarabera son impulsadas hacia arriba colocandolas en las boquillas de las valvulas, -- abriendose las valvulas, fluyendo por gravedad del tiro de jarabe al mismo tiempo que desplaza el aire hacia el exterior, en seguida vuelven las botellas -- a su posición normal y las valvulas vuelven a emerger en el depósito para su llenado, mientras que las botellas pasan hacia la llenadora.

Estas máquinas por lo general constan de 6 a 24 -
valvulas.

Mezcladora, estas máquinas estan diseñadas para -
mezclar el jarabe y el agua carbonatada despues de ha-
ber sido selladas las botellas. Las mezcladoras reci-
ben las botellas procedentes de la coronadora por me-
dio de la cadena de transporte y con los brazos de la
mezcladora estas son atrapadas y con movimientos de -
rotación y traslación inclinada se efectua la mezcla-
de agua carbonatada y jarabe, despues las botellas -
vuelven a su posición normal para seguir su recorrido
hacia el almacen de productos terminados.

Equipo de premezclado.

Sincrometro, este es un aparato en el cual se -
lleva a cabo la operación que ejecutan la jarabera y
mezcladora en el sistema de potsmezclado. Estos apa-
ratos son de diseño diferente según su fabricante y-
por lo común son de dos tipos.

—Control de Calidad.—

En las industrias de bebidas gaseosas, para pro-
ducir bebidas carbonatadas de calidad se requiere te-
ner un amplio conocimiento y aplicación estricta de -
principios básicos de la manufactura de estas mismas.
El gusto y presentación, así como el aroma y el sabor
son las características mediante las cuales el consu-
midor juzga la calidad de las bebidas gaseosas; sien-
do necesario por lo tanto mantener una alta calidad -

y uniformidad en las bebidas terminadas.

Esta bien claro que en la industria de esta clase de bebidas sus productos finales han de ser en cuanto a composición y características lo más constante que sea posible, porque una alteración aunque sea solo mínima de cualquier índole; puede justificar un motivo a los consumidores de reclamaciones. Existe también el aspecto económico del asunto, que tendrá que ser tomado en cuenta, pues en nuestro medio el agua todavía es barata, pero el precio del azúcar, bioxido de carbono, extractos y ácidos orgánicos comestibles; están en relación directa con el precio de costo del producto final. Así es que en la elaboración de refrescos se tiene que cuidar que se sigan correctamente las formulas y que se empleen en ellas las cantidades exactas de materias primas básicas, siendo tarea del laboratorio de control de calidad la supervisión de todo lo anterior.

Por otro lado, las instalaciones modernas tienen equipos altamente automatizados y por lo tanto también están sujetas a defectos, y un rápido reconocimiento de las fallas; previenen de quejas posteriores y si luego hay reclamaciones con ayuda del laboratorio de control de calidad se puede saber si esta es o no justificada.

En el control de calidad que se lleva a cabo en la industria de bebidas gaseosas se distinguen cuatro aspectos generales que son:

- I.- Control visual.
- II.- Control organoléptico.
- III.- Control Físico-químico.
- IV.- Control Microbiológico.

I.- Control visual, aunque este tipo de control es simple se hace regularmente en todas las fábricas de bebidas carbonatadas desde hace mucho tiempo, en este tipo de control se tiene que hacer atención a lo siguiente:

- a) Nivel en el producto embotellado.
- b) Grado de transparencia en el refresco claro.
- c) Color de los refrescos ya sea claro o turbio.
- d) Fijeza de la turbiedad, formación de anillos en los refrescos terminados, que contienen pulpas y jugos.

II.- Control organoléptico, la indicación que da el control organoléptico del refresco, es como se comprende muy importante; pero es de índole subjetiva, por lo que al repetirse la prueba deja mucho que desear. La mejor solución que se le ha dado a este tipo de control es por formación de un grupo de personas tomando en cuenta en las pruebas que efectúan; la presentación del refresco, sabor y olor.

Dandoles puntuaciones arbitrarias a cada una de las observaciones hechas, a estos grupos o miembros del control organoléptico se entrenan a tal grado que puedan apreciar posibles cambios en sabor y olor.

III.- Control físico-químico, en el aspecto de este control se tiene que llevar a cabo diversas pruebas a las bebidas terminadas siendo las más importantes las siguientes:

- a) Determinación de la cantidad de bioxido de carbono.
- b) Determinación de pH.
- c) Determinación del porcentaje de azúcar.
- d) Determinación del porcentaje de sales minerales
- e) Determinación del porcentaje total de ácido.

IV.- Control Microbiológico, al efectuar este tipo de control en los refrescos se hace constar en dos partes:

- a) Determinación de la calidad microbiológica.
- b) Determinación de la estabilidad biológica.

La determinación de la calidad microbiológica corresponde en primer lugar al recuento de los agentes deteriorantes potenciales principalmente los fermentos, y en segundo lugar el recuento total de agentes deteropramtes o sean los gérmenes viables.

La determinación de la estabilidad biológica es una prueba que se tiene que efectuar en un gran número representativo de muestras de la producción, y se tienen que hacer recuentos de los fermentos de las muestras incubadas por lo menos en diez días para obtener resultados muy dignos de crédito, teniendo como máximo diez fermentos, hongos o bacterias lácticas viables; - por mililitro y no deberán presentar despues en ningún aspecto cambios microbianos.

CAPITULO III

DESCRIPCION DEL SISTEMA PROPUESTO PARA SU DISEÑO

Introducción.

Todas las plantas de bebidas gaseosas que existen en la República Mexicana, usan equipos que son diseñados y comprados en países extranjeros altamente industrializados; por lo consiguiente que estas compras causan una fuerte fuga de divisas. En mi opinión creo que el equipo que a continuación describiré se puede diseñar y fabricar en nuestro país, incrementando de esta manera la industrialización y ocupación que es muy necesaria. El equipo que he propuesto para ser diseñado es parte del equipo total que se usa en la Industria de las Bebidas Gaseosas, y es el siguiente:

1. Equipo de Tratamiento de Agua.
 - a) Tanque de Tratamiento continuo de Agua.
 - b) Filtros de Arena y de Carbón.
2. Deaerador de Agua al Vacío.
3. Equipo de Enfriamiento de agua.
 - a) Compresor del Refrigerante.
 - b) Condensador del Refrigerante.
 - c) Evaporador del Refrigerante.
4. Carbonatador.

Equipo de Tratamiento de Agua.— El equipo que será diseñado es para efectuar el tratamiento de agua es el del tipo que sirve para reducir la alcalinidad y dureza

hasta los límites requeridos en esta industria.

Las normas que rigen la calidad de estas aguas tratadas son variables pues mientras algunos fabricantes se inclinan por una alcalinidad total menor de 50ppm - (Ca_2CO_3) , otros se inclinan por una alcalinidad total de 110^3 ppm (Ca_2CO_3) , por lo que si se ha establecido es que el valor de la alcalinidad a la Fenolftaleína y el valor de la alcalinidad al Anaranjado de Metilo sea correcto dentro de la fórmula siguiente:

$A = 2P - M$; y el valor de A obtenido debe estar comprendido + 2 y + 7.

El tratamiento de agua mediante el cual se hace reducir la alcalinidad se le conoce como el Método de Ablandamiento con Cal-Coagulante-Cloro en frío. Hay cuatro tipos de Ablandadores de agua para el proceso Cal-Coagulante-Cloro en frío que son: Tipo lodos suspendidos, Tipo Convencional, Tipo Catalítico y por último el Intermitente. Los tres primeros son para usarse en tratamiento continuo de agua y el último como su nombre lo indica, el flujo del agua no es continuo y el agua se trata por lotes separados. De los cuatro tipos mencionados es el de los Lodos Suspendidos el más usado en la Industria de las Bebidas Gaseosas; por su alta eficiencia, menor tiempo de retención y menor espacio de instalación.

El equipo que he propuesto para ser diseñado es el del tipo de Lodos Suspendidos, y su principio de funcionamiento se basa en la teoría de Sedimentación y el empuje que tienen los fluidos sobre las partículas.

En el equipo de tratamiento de agua del tipo de lodos suspendidos se pueden distinguir perfectamente tres zonas que son:

- 1.- Zona de Mezcla y de Agitación.
- 2.- Zona de Filtrado del Precipitado.
- 3.- Zona de Agua Clarificada.

En la zona de mezcla y de agitación es por donde se alimenta el agua y los reactivos, y por medio de un agitador de baja velocidad se hace que la reacción se efectue formando el precipitado y lo arrastra hacia la zona de lodos suspendidos que es donde se filtra el agua pasando luego a la zona de agua clarificada.

Estos equipos se diseñan bajo los siguientes principios básicos:

a) El agua tratada con los reactivos químicos como lo son la cal y el coagulante y al ser intimamente mezclados con una porción de los lodos anteriores, sufren la acción de esta fase sólida con su gran área de contacto, la cual acelera la velocidad de separación de las substancias que se van formando.

b) Las mezclas coloidales y partículas recién constituidas, se depositan sobre las mayores, haciendo las más compactas, estables y densas, y también de aspecto cristalino lo que asegura cada vez mejor su separación fácil y rápida.

c) Bajo tales condiciones la clarificación se efectúa por combinación de medios mecánicos y físico-químicos, que obliga al agua a pasar por los lodos ya formados, parte de los cuales se encuentran en circulación y parte formando un lecho poroso a través del cual se filtra el agua obteniéndose un afluyente de baja turbiedad, sin tener que esperar a su plena sedimentación.

Teoría de Sedimentación.- La sedimentación es el asentamiento de la materia suspendida en un líquido, debido a la acción de la fuerza de gravedad. Un tanque de sedimentación se define como un tanque o estanque en el cual, un líquido que contiene sólidos susceptibles a sedimentarse, los retiene el tiempo necesario de tal modo que al fluir el líquido a una velocidad suficientemente baja, permite la sedimentación de estos sólidos.

Los sólidos que en un líquido están en suspensión, se encuentran suspendidos debido a que:

- 1) Su densidad es menor que la del fluido .
- 2) La velocidad del fluido es tal que son arrastrados por el fluido .

Los procesos que rigen la sedimentación son extremadamente complejos, por lo que no se conocen exactamente todos los factores que intervienen en ella.

En las separaciones de sólidos que dependen de la diferencia de densidades, y que también dependen de la resistencia friccional del medio líquido y la acción gravitacional, es necesario discutir la naturaleza y leyes que gobiernan a las fuerzas que tienden a oponerse al movimiento de un cuerpo sólido a través de un fluido.

Quando una partícula solida se mueve a través de un fluido tan lentamente, que más tarde ese movimiento se hace en forma suave, las corrientes que se forman alrededor de ella sin llegar a ser turbulentas, esta sujeta a una fuerza retardatoria proporcional a la velocidad relativa V , entre el cuerpo y el fluido, y también a la viscosidad absoluta U , del fluido y para una esfera de diámetro D , esta fuerza es dada por la ley de Stokes.

$$(1) \quad R = 3\pi\mu V D$$

Como el tamaño de la partícula y su velocidad se incrementan, se forman remolinos o turbulencias en los lados y atrás de ella; entonces la resistencia debida a las fuerzas de inercia llega a ser tan grande en comparación con el empuje viscoso y la relación esta dada por la ley de Newton.

$$(2) \quad R = K A \rho V^2 / 2$$

Donde A es el área proyectada o sea el área frontal de la partícula, ρ es la densidad del fluido y K es un factor adimensional que debe ser determinado experimentalmente; para partículas que tienen diámetros intermedios entre pequeños y largos, ni la ley de Stokes; ni la ley de Newton se cumplen. Esta situación es manejada de una manera análoga que se usa en flujo de fluidos en ductos y tubos, por definición del factor de fricción y reorganizando la ecuación de Fanning.

$$(3) \quad f = 2R / A \rho V^2$$

Comparando las ecuaciones (1), (2) y (3); es visto que en la zona de resistencia de turbulencia f se iguala a K , y para flujo laminar f es igual a $24/Re$ o sea $24\mu / DV\rho$; donde Re es el número de Reynolds.

Ahora considerando a una partícula sólida en un medio-fluido, si en cualquier instante la fuerza que tiende a mover la partícula excede la resistencia friccional, la parte sin balancear de esta fuerza será la aceleración de la partícula (Esta fuerza desbalanceada o resultante es igual al producto de la masa por aceleración) y esta aceleración termina hasta que la partícula experimenta una velocidad uniforme debido a que la fuerza friccional balancea a la fuerza impulsora, si por otro lado la fuerza friccional es más grande que la fuerza impulsora se le imprimirá una aceleración negativa.

En cualquier caso, por lo tanto, a cualquier partícula de tamaño y peso dado, que cae libremente a través de un fluido rápidamente se le supone una velocidad de asentamiento constante cuya magnitud es de gran importancia y esta puede ser fácilmente determinada, por las ecuaciones de fricción y otras fuerzas que actúan sobre el cuerpo, entonces estas deben ser balanceadas para dar un movimiento uniforme. La fuerza de gravedad es la fuerza impulsora que actúa sobre el cuerpo que cae libremente, usando la anotación previa se tiene para una partícula esférica:

$$(4) \quad F_g = \frac{\pi}{6} D^3 \rho_s g \quad \text{donde } \rho_s \text{ es la densidad del sólido.}$$

En cualquier medio fluido siempre el sólido es empujado hacia arriba por una fuerza igual al peso desplazado por el fluido:

$$(5) \quad F_b = \frac{\pi}{6} D^3 \rho_f g \quad \text{donde } \rho_f \text{ es la densidad del fluido.}$$

Ahora podemos saber el valor de la fuerza resultante:

$$(6) \quad F_r = F_g - F_b = \pi D^3 (\rho_s - \rho_l) g / 6$$

Además sabiendo que el área proyectada por una esfera es $\pi D^2 / 4$ e igualando F_r a R en la ecuación (3) se tiene que:

$$(7) \quad f = \frac{4 g D (\rho_s - \rho_l)}{3 \rho_l V^2}$$

La ecuación anterior (7) puede ser graficada f vs Re , y para calcular D se puede regraficar en la forma siguiente f/Re como ordenada y como abscisa nuevamente Re ; y por último para conocer Velocidades de asentamiento de partículas de Diámetro conocido se usa como ordenada $f(Re)^2$ y como abscisa también el número de Reynolds. Entonces las ordenadas antes mencionadas son de la siguiente manera:

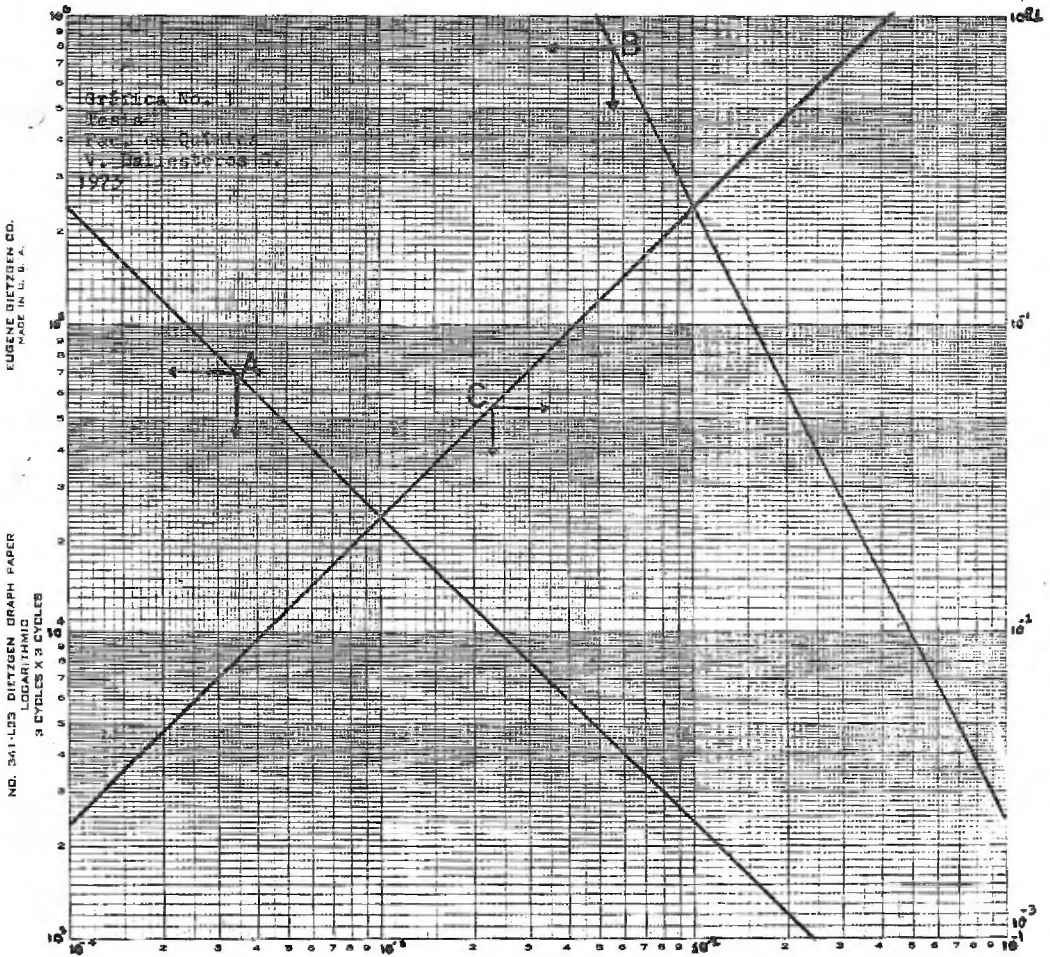
Para calcular D conociendo la velocidad de asentamiento.

$$(8) \quad f/Re = \frac{4 g \mu (\rho_s - \rho_l)}{3 \rho_l^2 V^3} \quad (\text{Ref. 21})$$

Para calcular V conociendo el diámetro de la partícula.

$$(9) \quad f(Re)^2 = \frac{4 g \rho_l (\rho_s - \rho_l)}{3 \mu^2} \quad (\text{ref. 21})$$

Asentamiento libre de esferas en líquidos.



$$A = f \text{ vs } Re = 4gD(\rho_s - \rho) / 3\nu v^2 \text{ vs } D\nu\rho/\mu$$

$$B = f/Re \text{ vs } Re = 4g\mu(\rho_s - \rho) / 3\rho^2 v^3 \text{ vs } D\nu\rho/\mu$$

(Ref. 21)

$$C = f(Re)^2 \text{ vs } Re = 4gD^3\rho(\rho_s - \rho) / 3\mu^2 \text{ vs } D\nu\rho/\mu$$

Las ecuaciones y gráficas anteriores son las que usaré para determinar las dimensiones del equipo para el tratamiento continuo del agua.

Después de que el agua ha sido previamente tratada se hace pasar a esta por los filtros de arena y carbón para que reúna las características deseadas.

Principios generales de filtración.- La filtración es la operación de separar el material sólido suspendido de un líquido; forzando a este último a través de los huecos de una masa sólida-porosa, llamada medio filtrante. Las variables importantes que deben ser consideradas en la filtración son por lo general; el material que forma el medio separador y el método usado para forzar el líquido a través del medio, es obvio que este último está en parte determinado por la resistencia ofrecida al flujo por el medio filtrante.

Examinando el proceso de filtración, parece mejor considerar los diferentes tipos de filtración, desde el punto de vista del material que la hace en vez de la fuerza que es usada para lograrla; así un medio filtrante puede funcionar en cualquiera de las maneras siguientes:

a) El diámetro de los canales a través de los que se va filtrar pueden ser más pequeños que el diámetro de las partículas que van a ser retenidas, y de esta manera solo el líquido puede pasar a través de ellas.

b) Los canales pueden tener un diámetro mayor que las partículas sólidas, pero pueden ser de tal naturaleza, que los sólidos se adhieran a sus paredes y solo el líquido pueda pasar a través de ellos.

c) Los canales pueden tener principalmente un diámetro mayor que las partículas sólidas, pero se llenarán con sólidos hasta que el grado de abertura sea de menor diámetro que las partículas sólidas y así de esta manera solamente el líquido podrá pasar a través de estos.

Filtración a través de lechos de arena. En este tipo de filtración el medio filtrante es un lecho de arena, siendo este de un espesor variable y la acción de la arena es de remover arcilla finamente dividida y materia coloidal de diámetros más pequeños que los huecos formados por los granos de arena, dichas partículas sólidas están en contacto con la superficie de los granos de arena y se adhieren a ellos. Este proceso es facilitado por el flujo alrededor de los granos y por la fuerza centrífuga que arroja a las partículas contra la superficie; además las partículas que están adentro de los huecos están también en íntimo contacto y se aglomeran especialmente cuando hay una fuerza de comprensión que ayuda a la adhesión y establece una acción filtrante a través del material acumulado.

Cuando los huecos se van llenando, la velocidad del fluido va aumentando y algo del material es depositado y desalojado hacia abajo, al interior de la capa de arena.

Como ya es conocido que para los filtros de arena y carbón los factores que se toman en cuenta para su cálculo y diseño son el área recta seccional y la caída de presión provocada por la resistencia al flujo del

agua por las diversas capas de grava y arena; el cálculo de la caída de presión en filtros de lecho de arena es importante para especificar y calcular la bomba que hace circular el agua a través de ellos.

La teoría de filtración sobre lechos de arena se basa en la ecuación de Poiseuille para el flujo de fluidos en tubos capilares la cual es la siguiente:

$$(10) \quad h = 32 \mu L_p V^2 / g D^2$$

En donde h es la caída de presión en términos de la columna de agua, L es la longitud del tubo capilar, V es la velocidad del fluido, g es la constante de aceleración y D el diámetro del tubo capilar.

Haciendole modificaciones a la ecuación (10) sobre las siguientes suposiciones; de que el flujo de agua a través de un lecho de arena es análogo a un sistema de tubos o ductos de longitud desigual, conectados a dos depósitos; y también considerando a los poros formados por los granos de arena iguales en su forma recta seccional razonablemente.

Experimentalmente tomando en consideración las condiciones de flujo de fluidos en tubos capilares y las suposiciones anteriormente enunciadas se ha llegado a la siguiente relación para poder calcular la caída de presión en filtros de lechos de arena, en los cuales se suponen limpios y de tamaño uniforme en cuanto a la forma y espesor de los lechos de arena:

$$(11) \quad \frac{h}{d} = \frac{K T F V S^2}{D_s^2} \quad (\text{ref.19})$$

- h= Pérdidas por presión, de agua pasando a través de un lecho de arena, en terminos de la altura de una columna de agua.
- K= A una constante de filtración, que de acuerdo con el comite de Diseño de Plantas de Tratamiento de agua, del A.S.C.E. es igual a $5/g$ en cualquier sistema de unidades. (g es la constante o factor de conversión de la fuerza de gravedad.
- T= A viscosidad entre Densidad ó Factor Viscosidad -Densidad y ambas varían con la temperatura.
- F= $(1 - P_r)^2 / P_r^3 = A$ Factor de Porosidad; donde P_r es la relación de porosidad y su valor es de 0.43 generalmente.
- V= A la velocidad de aproximación sobre el área ~~recta~~ del lecho filtrante, del agua.
- D= A Factor de forma. (Para nuestro caso es igual a 6.47).
- Ds= A la raíz cuadrada del producto D_1 por D_2 donde D_1 y D_2 son los diámetros de las mallas adyacentes.
- d= A la altura del lecho filtrante.

Las literales enumeradas anteriormente son dimensionalmente correctas y por lo tanto puede usarse cualquier sistema de unidades.

Continuando con el tratamiento de agua que he estado enunciando, después de que el agua ha pasado por los filtros de arena y carbón se le introduce al equipo del proceso que va a eliminar el aire disuelto; o sea en el deareador. El efecto de eliminar el aire

disuelto en el agua que se usa para la elaboración de bebidas gaseosas es de aumentar la absorción del bioxido de carbono en el agua, además de que este aire disuelto puede perjudicar el producto terminado en cuanto al sabor y apariencia, de los componentes del aire el que causa estos efectos es el Oxígeno y de ahí necesidad de eliminar el aire que contiene el agua en los procesos de elaboración de bebidas gaseosas.

En general, los gases disueltos en agua obedecen a la ley de Henry y permanecen en solución en cantidades especificadas, cuando los gases y líquidos están en contacto bajo una presión y temperatura definida. Así la concentración de la fase gaseosa será directamente proporcional a la concentración de la fase líquida.

Tres métodos de eliminación de Oxígeno disuelto han sido estudiados y propuestos los cuales también se han aplicado de acuerdo con las circunstancias del agua que lo contiene y son:

- 1) Eliminación de Oxígeno con reactivos químicos, generalmente se usa Hidrazina o Sulfito de Sodio.
- 2) Eliminación de Oxígeno con gases a contracorriente, teniendo en este caso que hervir el agua hasta su punto de ebullición.
- 3) Eliminación de Oxígeno por deareación mecánica.

En la industria de bebidas gaseosas es común la deareación mecánica. La selección y diseño de un deareador al vacío depende sobre el gas residual especificado y requerido a ser mantenido en el agua finalmente deareada, de las características físicas de los sistemas de recolección y distribución. Estudios sobre

estos deareadores indican que no requieren calor ni reactivos que no son comunmente fabricados, por lo tanto su diseño requiere de conocimientos de curvas de equilibrio y flujo de gases en sistemas de vacío.

Un deareador al vacío consiste en un tanque de acero en el que colocan una serie de tablas de madera -- desfleada o empaques de anillos Rasching.

Estos deareadores se diseñan de tal manera que pueda obtenerse un buen vacío por el efluente gaseoso.

El flujo en estos equipos son esencialmente de 40- a 50 galones por minuto por pie cuadrado de área transversal.

Consideraciones de diseño para calcular un Deareador al Vacío. Es necesario suponer que los gases disueltos en el agua pueden experimentar un equilibrio con su estado de vapor que encuentra en el recipiente, esto no es suficientemente real; pero la aproximación al equilibrio es sujeta a restar cualquier error o resultado despreciable; tambien debera suponer que no hay una caída de temperatura a través de todo el deareador, pero la evaporación del agua en la unidad causara un enfriamiento ligero, pero la caída de temperatura es tan ligera que no tiene algún efecto marcado sobre los cálculos de equilibrio.

Además las siguientes consideraciones importantes -- deberán tomarse muy en cuenta, pues ya han sido establecidas en los primeros estudios de estos equipos;

1) El flujo del fluido deberá ser bajo para prevenir la inundación del empaque.

2) La altura del lecho de empaque deberá ser lo suficiente para permitir un acercamiento lo más próximo a las condiciones de equilibrio en la unidad.

3) El empaque deberá ser distribuido de una manera tal que minimice la canalización.

4) Las líneas de eliminación de gases y vapores deberán ser del tamaño apropiado para prevenir una caída de presión excesiva.

Las gráficas siguientes son las que se tomarán en cuenta para poder calcular el deareador.

Flujo de gases en sistemas de vacío.- En un sistema de vacío la trayectoria libre media de las moléculas del gas son inicialmente muy pequeñas resultando ser fracciones de los diámetros o dimensiones de los ductos por donde fluyen los gases o vapores y el flujo está limitado únicamente por la viscosidad, cuando se obtienen presiones muy bajas la trayectoria libre media de las moléculas, pueden ser tan grandes que las dimensiones y diámetros de los ductos o tubos son pequeñas comparandola con la trayectoria libre media y entonces el flujo del gas no depende de la viscosidad sino que el flujo es a nivel molecular, en regiones donde la trayectoria libre media es igual a las dimensiones de los ductos; aquí el flujo ni es molecular, ni es viscoso. Generalmente en casi todos los procesos industriales en que se usa vacío la presión varía desde un milímetro de una columna de Mercurio hasta presiones inferiores a la atmosférica del ambiente, y que

en terminos de flujo de gases en sistemas de vacío se le conoce como región de alta presión; y en estas condiciones el flujo de gases es normalmente viscoso. Las siguientes ecuaciones son las que se usan en sistemas de vacío con flujo de gases dentro de la región donde predomina el flujo viscoso:

Los aparatos que mantienen o hacen vacío pueden ser bombas mecánicas, bombas-ión, eyectores de chorro de vapor, etc; tienen una velocidad de bombeo S_p , que se define como la razón del volúmen de gas por unidad de tiempo, el cual es eliminado del sistema a la presión de entrada a la bomba. El flujo o gasto hacia la bomba es definido como el producto de la Velocidad de bombeo hacia la bomba por la presión de entrada a la bomba.

$$(12) Q = P_{in} S_p = P_{in} \frac{dV}{dt} \text{ Torr-ft}^3/\text{min de ecuación}$$

se deducen las siguientes:

$$(13) Q = P \frac{dV}{dt} = \frac{RT}{M} \frac{dW}{dt} \text{ y } (14) \frac{dW}{dt} = \frac{M}{RT} Q$$

la ecuación (14) es para conocer el flujo en masa.

El gas que entra a la bomba de vacío, va fluyendo desde el recipiente donde se mantiene el vacío pasando por una serie de ductos, que presentan cierta resistencia al flujo tanto que entre dos puntos cualquiera a la trayectoria del flujo una presión diferencial existe, en hecho, solo un flujo neto ocurrirá si una pre-

si3n diferencial existe, y por analogía con un circuito eléctrico, la conductancia entre dos puntos a lo largo de la línea se define como sigue: que la cantidad de gas fluye a través de un sistema de vacío, es el producto de la conductancia y la presión diferencial.

(15) $Q = (P_1 - P_2) C$ en donde P_1 y P_2 son las presiones en los puntos en cuestión. Ahora haciendo uso de las ecuaciones (12) y (15) se pueden deducir las siguientes ecuaciones:

$$(16) \quad \frac{1}{S_1} = \frac{1}{S_2} + \frac{1}{C} \quad \text{en donde } S_1 \text{ y } S_2 \text{ son -}$$

las velocidades de bombeo en dos puntos diferentes y C la conductancia. Así que conociendo la velocidad de bombeo en punto del sistema se puede calcular la velocidad de bombeo en otro punto cualquiera del sistema; conociendo la conductancia en ese punto, en particular, para la combinación de una bomba de Vacío y una tubería de conductancia C , la velocidad de bombeo combinada es por analogía con la ecuación (16):

$$(17) \quad \frac{1}{S} = \frac{1}{S_P} + \frac{1}{C} \quad \delta \quad (18) \quad S = \frac{S_P C}{S_P + C}$$

en donde S es la Velocidad de Bombeo en el punto de entrada a la Bomba de Vacío; ahora también usando las ecuaciones (15), (16) se puede deducir las ecuaciones para diferentes conductancias combinadas ya sea en serie o en paralelo.

$$(19) \quad 1/C = 1/C_1 + 1/C_2 + 1/C_3 = \dots 1/C_n \text{ en serie}$$

$$(20) \quad C = C_1 + C_2 + C_3 \dots C_n \text{ en paralelo.}$$

En la región de alta presión en sistemas de vacío, - usando las ecuaciones de flujo viscoso, se deducen las siguientes ecuaciones para conocer el valor de la conductancia.

$$(21) \quad C = 9.46 \times 10^{-2} \frac{D^4}{\mu L} P_{av.} \quad \text{ft}^3/\text{min. (ref.22)}$$

para aire a 20°C

Dando los valores siguientes: D en pulgadas, L la -- longitud del tubo en pies, la viscosidad en póises y la presión en torr.

$$(22) \quad C = 517 \frac{D^4}{L} P_{av} \quad \text{ft}^3/\text{min. (ref.22)}$$

La caída de presión, se puede deducir de las ecuaciones anteriores y puede servir de guía para la selección del diámetro apropiado para eliminar aire con una bomba mecánica.

Entonces para aire a 20°C se tiene la siguiente ecuación: (ref. 22)

$$(23) \quad P_1 - P_2 = \frac{1}{179} \frac{S_p L P_2}{D^4 P_{av}}$$

Pero para poder una alta eficiencia en la capacidad de la bomba de vacío se adoptado por regla general que la caída de presión no debe exceder la siguiente relación: (Ref. 22)

$$(24) \quad P_2/P_{av} = \frac{Z P_2}{P_1 + P_2} = 0.9 \text{ a } 1 \text{ entonces para poder seleccionar el diámetro apropiado, dando valores aproximados se tiene la ecuación, tomando en consideración que la relación de la ecuación (24) da --}$$

aproximadamente uno:

$$(25) \quad \text{Caída de presión} = 1.9 \times 10^{-3} \frac{S_p L}{D^4} \text{ en donde } S_p \text{ se da en } \frac{\text{ft}^3}{\text{mm}^3}; L \text{ se da en ft y D en pulgadas.}$$

Finalmente para flujo de gases en sistemas de vacío a régimen turbulento se han deducidos las siguientes ecuaciones, para a 20°C y suponiendo que el flujo turbulento comienza en un número de Reynolds de 2000:

(26) Presión de transición = $5.57 \times 10^{-2} / D$ en donde P se tiene en torr, D se da en cm; la ecuación anterior ha sido obtenida experimentalmente.

Para conocer el Gasto crítico se tiene la siguiente ecuación: (ref.22)

$$(27) \quad Q_c = 181 D \text{ torr-lt/seg. } D \text{ se da en cm.}$$

Para conocer la conductancia en un ducto a régimen turbulento se ha dado la siguiente ecuación: (ref.22)

$$(28) \quad C = \frac{12.12 D^3}{L (14.74 P_{av} D + 1 + P_{av} D 252.1) + 371.7 P_{av} D}$$

La ecuación (28) tiene validez dentro del rango de $10P_t$ a $0.1 P_t$ calculando P_t con la ecuación (25), ahora para poder conocer si el flujo es turbulento se deduce a partir de la definición del Número de Reynolds. Ahora hablaremos de la teoría de Refrigeración; pues la refrigeración en una planta embotelladora es común para diferentes procesos tales como el

enfriamiento de jarabes que son pasteurizados, y en el caso que nos ocupar-a; el enfriamiento del agua para el proceso de embotellamiento. Como ya se mencionó anteriormente el objeto de enfriar el agua o producto de las plantas de bebidas gaseosas es de facilitar la absorción del bioxido de carbono en dichas bebidas. Pues es bien conocido que una buena temperatura uniforme del agua y que junto con la presión adecuada mantenida en el carbonatadores fundamental para obtener una buena carbonatación.

Las plantas embotelladoras requieren de una agua enfriada a una temperatura de 33 a 40°F, la capacidad para el diseño del enfriador de agua esta basada en la capacidad de las máquinas llenadoras. Para el diseño de los equipos de enfriamiento para las industrias de bebidas gaseosas deben de tomarse en cuenta los períodos de máxima producción y que los equipos sean faciles de inspeccionar, esterilizar y limpiar .

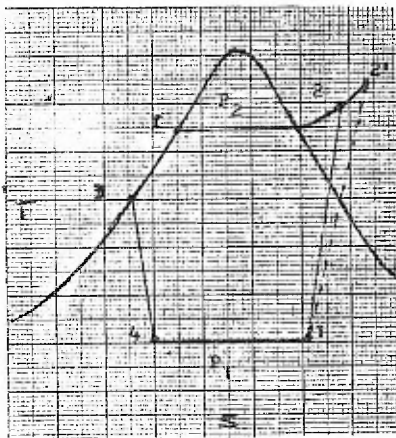
La refrigeración como se considera, es el método para producir frío o de bajar temperaturas particularmente de la temperatura ambiente atmosférica por medio de refrigerantes. Ahora un refrigerante es en el sentido amplio de la palabra como un material usado para absorver calor, y en un sentido corto, solo se puede referir a los materiales usados en la refrigeración mecánica. La refrigeración mecánica incluye los procesos en los cuales el refrigerante es recuperado y recirculado, ahora bien la refrigeración mecánica usa para recircular el refrigerante, un compresor; el cual puede tener un meca-

nismo de desplazamiento positivo (compresor rotatorio o reciprocante) o un impulsor (compresor centrifugo). - El ciclo termodinámico es el mismo en ambos casos. La -- refrigeración se basa en un ciclo termodinámico reversible que sirve para enviar calor de una temperatura baja a otra temperatura más alta, siendo el ciclo de Carnot - que idealmente efectúa el fenómeno anteriormente descrito.

La unidad de refrigeración es definida como el número de BTU requeridas para congelar una tonelada de agua a 32° F hacia hielo a 32°F.



En el diagrama siguiente representa el ciclo reversible del vapor idealmen-
 te sobre el plano T-S con los numeros co-
 rrespondientes a la figura anterior. El
 compresor puede ser centrífugo o recípro-
 cante, el proceso de compresión es real-
 mente cercano a un proceso adiabático 1-2
 donde $S_1 \neq S_2$; e idealmente isentrópico-
 1-2 donde $S_1 = S_2$ en la figura anterior.
 A la descarga del compresor la temperatu-
 ra de saturación corresponde a la presión
 P_2 y dicha temperatura debera estar arri-
 bade la temperatura del receptor de calor



utilizado, en orden de que la sustancia pueda reinyectar calor al receptor
 de calor natural. El condensador elimina el supercalentamiento, (desde el
 estado 2), el calor latente de evaporación y generalmente enfría al lí-
 quido en un subenfriamiento pequeño de f a 3 como se muestra en el dia-
 grama. La válvula de expansión es usada para regular el flujo del refri-
 gerante y también efectua el proceso de expansión 3-4, con valores de en-
 talpia $h_3 = h_4$ resultando una mezcla muy húmeda en el punto 4, de la figu-
 ra, en todos los sistemas de refrigeración por este método el refrigeran-
 te recibe calor Q_A a lo largo del proceso 4-1, y este calor es propiame-
 te la refrigeración.

Para obtener el trabajo del compresor, aplicamos la ecuación del balance
 de energía y encontramos que:

El calor de fusión del hielo es cercanamente a 144 BTU/lb. por lo tanto para congelar 2,000 lbs, se deberan sustraer 288,000 BTU y esta unidad es la definición de una tonelada Standard de refrigeración.

Para especificar capacidades, al ejecutar una operación de refrigeración se define la Tonelada Comercial Standard de refrigeración que se define como 288,000 BTU absorbidos uniformemente en 24 hrs; y entonces se tiene que:

$$(29) \quad 288,000/24 \text{ BTU/hr} = 12,000 \text{ BTU/hr y entonces tenemos}$$

$$12,000/60 = 200 \text{ BTU/min.} \quad (\text{ref.23})$$

El método para expresar la eficiencia real de un sistema de compresión es dar las caballos de fuerza por tonelada comercial de refrigeración.

Este número no es adimensional y se obtiene por las pruebas reales de la máquina. Una relación entre caballos de fuerza y el coeficiente de diseño no es facilmente obtenible de la definición de Coeficiente de Diseño.

Si suponemos que la refrigeración va a ser de N toneladas igual a --- 200 N BTU/min, los Caballos de fuerza requeridos para estas N toneladas de refrigeración será representada por HP; entoces el trabajo correspondiente será 42.4 E.P BTU/min así el Coeficiente de diseño para la refrigeración será :

$$(30) \quad \gamma = \frac{\text{Refrigeración}}{\text{Trabajo.}} = \frac{200 N}{42.2 \text{ HP}} \quad (\text{ref.23})$$

$$(31) \quad \frac{\text{HP}}{N} = \frac{200}{\gamma 42.4} = \frac{4.72}{\gamma} \quad (\text{ref.23})$$

En los sistemas de refrigeración se pueden distinguir dos métodos, el de refrigeración por compresión y el método de refrigeración por absorción.

El sistema de refrigeración por compresión de vapor es el método más común de refrigeración. Y se le denomina así porque la substancia de trabajo es un vapor que se acarrea de un nivel de baja temperatura a un nivel de alta temperatura, por compresión. Los artificios necesarios son representados en la siguiente figura, en un caso ideal, todo el flujo es sin fricción por supuesto, excepto atravez de la valvula de expansión, condensador y cuarto frío; todos los procesos son adiabáticos.

$$(32) \quad W = h_2 - h_1 \quad \text{BTU/lb} \quad (\text{ref.23})$$

En el evaporador que es el lugar donde el refrigerante recibe calor y conociendo que $h_3 = h_4$ tenemos la siguiente relación: (ref.23)

$$(33) \quad Q_A = h_1 - h_4 = h_1 - h_3 \quad \text{BTU/lb}$$

Donde Q_A es la refrigeración del ciclo ideal, por lo general $h_3 = h_4$; -- además de que h_3 es directamente encontrado en las tablas de vapor a la temperatura correspondiente T_3 .

En el condensador que es un típico cambiador de calor, y en el ciclo ideal se encuentra que el calor disipado por él refrigerante es: (ref.23)

$$(34) \quad Q_R = h_2 - h_3 \quad \text{BTU/lb}$$

Ahora el coeficiente de diseño para la refrigeración es dado por la siguiente ecuación: (ref.23)

$$(35) \quad \gamma = \frac{\text{REFRIGERACION}}{\text{TRABAJO}} = \frac{h_1 - h_3}{h_2 - h_1} = \frac{h_1 - h_4}{h_2 - h_1}$$

Para una capacidad particular de refrigeración, el tamaño del compresor recíprocante depende del número de libras que deberán ser recirculadas por unidad de tiempo; para obtener el efecto deseado de refrigeración y también del volumen específico del refrigerante a la presión de entrada al compresor. Ahora suponiendo que la planta va a tener una capacidad de N toneladas de refrigeración, la refrigeración entonces será de $200 N$ BTU, min si la refrigeración por libra de refrigerante será de acuerdo con la fig. de T-S, por lo tanto la masa de refrigerante recirculado es: (ref.23)

$$(36) \quad w = (\text{BTU/min} : \text{BTU/lb}) = \frac{200 N}{h_1 - h_4} \quad \text{lb/min}$$

La condición del refrigerante en 1, del diagrama T-S; es conocida o su puesta tanto que el volumen específico v' , puede ser determinado de las tablas de refrigerantes.

Evidentemente $(w \text{ lb/min})(v' \text{ ft}^3/\text{lb})$ es el volumen de desplazamiento necesario $V_D \text{ ft}^3/\text{min}$; para una eficiencia del 100% volumétrica.

Si suponemos que la eficiencia volumétrica es η_v tenemos que: (ref.23)

$$(37) \quad V_D = \frac{w v}{n_v} = \frac{v}{n_v} \left(\frac{200 N}{h_1 - h_4} \right)$$

La capacidad standard de una máquina de refrigeración la cual se aplica solamente a sistemas de absorción y compresión usando un vapor condensable, es el número de toneladas de refrigeración a diseñarse midiéndose bajo ciertas condiciones prescritas y estas condiciones son:

1) Nada que no sea líquido entrará a la válvula de -expansión y nada que no sea vapor, entrará a la máquina de compresión del sistema de refrigeración.

2) Habrá 9° F (5°C) de subenfriamiento del líquido que entra a la válvula de expansión y 9° F (5°C) de supercalentamiento del vapor que entra a la máquina de compresión. Los puntos donde se determinan el subenfriamiento o supercalentamiento estarán a 10 ft del condensador y -de la máquina de compresión.

3) La presión de entrada al compresor es la correspondiente a la temperatura de saturación de 5° F (-15°C).

4) La presión de descarga del compresor es la correspondiente a la temperatura de saturación de 86° F (30°C).

La desviaciones del ciclo ideal al ciclo real de refrigeración son las siguientes;

Las suposiciones fundamentales que sostienen al ciclo ideal son que no ocurren otros cambios de presión --más que en el compresor y la válvula de expansión y que no hay perdidas o ganancias de calor excepto que durante el paso del refrigerante a través del condensador o evaporador.

Otra suposición es que la etapa de compresión, se -- lleva el proceso isoentropicamente ; entonces se efectua sin transferencia de energía al, o del refrigerante, exepto el calor equivalente al trabajo del eje.

En cualquier ciclo real hay por supuesto perdida por fricción en las tuberias y en las piezas individuales del equipo las cuales son responsables de una caída de presión progresivamente del refrigerante desde el punto de descarga del compresor a través del sistema a la entrada del punto de succión del compresor; luego las conexiones se pasan inevitablemente por lugares, los cuales estan -- a mayor o menor temperatura y las cuales son por lo tanto responsables de una transferencia de calor hacia o -- del refrigerante. El comportamiento real del ciclo de refrigeración es por lo tanto muy diferente del ciclo de -- refrigeración ideal.

Para llevar a cabo el diseño del enfriador de agua, -- se tiene que calcular propiamente lo que sería el evaporador en el ciclo de refrigeración, adjunto a esto se -- tiene que calcular el condensador, compresor y la válvula de expansión apropiada. Por lo tanto el condensador -- y evaporador son problemas que tienen que resolverse por medio de las ecuaciones que rigen la transferencia de calor.

Como ya es conocido, los mecanismos por los cuales -- puede transmitirse el calor son tres; conducción, convec -- ción y radiación. Para el caso nuestro unicamente nos -- interesan los dos primeros.

Conducción.- Cuando un gradiente de temperatura existe en una sustancia continua, el calor solo puede transmitirse por cualquier movimiento molecular de la materia, y su mecanismo esta controlado por el momentum de las -- moléculas individuales transportando el calor a lo largo del gradiente de temperatura; al fenómeno descrito anteriormente se le conoce como transmisión de calor por conducción.

Convención.- Si una corriente o partícula macroscópica de fluido cruza una superficie determinada, tal como el limite de un volumen controlado, porta en sí una cantidad determinada de entalpia. A tal flujo de entalpia se le denomina flujo de calor convectivo, o simplemente convección. Entonces la convección es un fenómeno macroscópico y puede ocurrir solamente cuando actúan -- fuerzas sobre la corriente o partícula fluida manteniendo su movimiento contra las fuerzas de fricción. Y es -- un hecho que la transmisión de calor por convección esta asociada a la mecánica de fluidos.

Por lo general suelen considerarse dos tipos de convección, si las corrientes se mueven solo por la diferencia de densidades, y esta diferencia de densidades es -- causada por un gradiente de temperatura en la masa del -- fluido; a esta acción se le denomina convección natural. Si las corrientes en cuestión son puestas en movimiento por la acción de un medio mecánico, el flujo es independiente del gradiente de densidades, entonces a esta forma de transmitir el calor se le denomina convección forzada. Aunque en algunas ocasiones las dos clases de convec

ción puede desarrollarse en el mismo medio y pueden ser simultáneas.

En la transmisión de calor por conducción la relación básica del flujo de calor esta regida por la ley de Fourier que establece que: la proporcionalidad que existe entre la variación de flujo de calor a través de una superficie isotérmica y el gradiente de temperatura entre la distancia media normalmente a la superficie es dada por la siguiente ecuación:

$$(38) \quad \underline{dq} = -k \frac{dT}{dx}$$

En donde A es la superficie isotérmica, x es la distancia media normalmente a la superficie, q es la velocidad de flujo del calor de la superficie en

dirección normal, T es la temperatura y k es la constante de proporcionalidad, si a la ecuación anterior se le mantiene una distribución de temperatura constante, el flujo de calor será una conducción permanente. En este caso de regimen permanente T es una función de posición solamente y la velocidad de flujo de calor es constante a cualquier punto y la podemos expresar de la siguiente manera . (ref. 24).

$$(39) \quad \frac{q}{A} = -k \frac{dT}{dx} \quad \text{e integrando directamente tenemos}$$

$$(40) \quad \frac{q}{A} = -k \frac{t_h - t_c}{x_2 - x_1} = k \frac{\Delta T}{B}$$

En donde ΔT es la caída de temperatura en °F, $x_2 - x_1$ es igual a B y es la distancia o espesor del tramo y es dado en ft, las unidades de q son dadas en BTU/hr., por-

lo tanto las unidades de k son $\text{BTU}/\text{ft}^2 \text{ hr } (^\circ\text{F}/\text{ft})$. La constante k de proporcionalidad es una propiedad física de las sustancias llamada conductividad térmica.

Una variación de la ecuación (40) es la siguiente -- en la cual la relación $q = AK \Delta T / B$ se transforma en $q = \Delta T / R$ y si tenemos una conducción de calor formadas por diferentes capas o tramos de materiales en serie de tal manera que $q_a = q_b = q_c$ se puede demostrar que la cantidad de calor por unidad de tiempo es igual a la suma de las caídas de temperatura entre la suma de las resistencias R_t .

$$(41) \quad q = \frac{\Delta T}{\left(\frac{B_a}{k_a A} + \frac{B_b}{k_b A} + \frac{B_c}{k_c A}\right)} = \frac{\Delta T}{R_{aa} + R_{bb} + R_{cc}}$$

Además que la caída total de temperatura es igual a la siguiente relación:

$$(42) \quad \Delta T / R_t = \Delta T / R_{aa} = \Delta T / R_{bb} = \Delta T / R_{cc}$$

La mayoría de los casos de flujo de gases o vapores en refrigeración se lleva a cabo en régimen turbulento y por lo tanto el fenómeno de convección se lleva continuamente dentro de este régimen.

El flujo de calor por convección se puede calcular - por la siguiente ecuación en terminos generales: - - - -
 $(dq/dA) = h (T - T_w)$ en donde dq/dA es el flujo de calor basado en el área local de contacto en BTU/hr; T es la temperatura local del fluido en °F; T_w es la temperatura de la pared en contacto con el fluido en °F.

Como se puede apreciar que la cantidad de calor transmitida por la unidad de área depende principalmente del coeficiente h ; y su valor varía de acuerdo con las características del medio de transmisión, así como de los fluidos que intercambian calor con el medio de transmisión.- Ahora tratando el flujo de calor de un fluido caliente-- a otro frío a través de un medio que los separa podemos decir que la resistencia total ofrecida al flujo de calor es el resultado de tres resistencias operando en serie; dos resistencias son ofrecidas por los coeficientes individuales de los fluidos y la tercera es la ofrecida por la resistencia de la pared sólida, que en general es pequeña comparada con la resistencia ofrecida por los fluidos.

Ahora tratando cada uno de los coeficientes individuales, los cuales pueden sumarse junto con la resistencia de la pared sólida para dar un coeficiente total de transferencia de calor.

El coeficiente total de transferencia de calor requiere del conocimiento de los coeficientes individuales y para el caso de las dos corrientes fluidas, arreglando la ecuación para convección se tiene: (ref. 24)

$$(43) \quad h_i = (dq/dA_i) / (T_h - T_{wh}) \quad \text{basado en el \u00e1rea interior de de un tubo de di\u00e1metro } D_i.$$

$$(44) \quad h_o = (dq/dA_o) / (T_{wc} - T_c) \quad \text{basado en el \u00e1rea exterior de de un tubo de di\u00e1metro } D_o.$$

En donde D_i y D_o son los di\u00e1metros interior y exterior del medio de transmisi\u00f3n de calor y T_h y T_c son las temperaturas promedio del fluido caliente y fr\u00edo respectivamente. Por lo tanto la fuerza impulsora es la diferencia de temperaturas T_h y T_c ; entonces la cantidad T_h y T_c es la diferencia total de temperaturas y el gradiente sera $\Delta T = T_h - T_c$.

Para definir el coeficiente total de transmisi\u00f3n de calor, se tiene que - hacer uso del gradiente total ΔT que var\u00eda a lo largo del equipo de transferencia de calor, ahora partiendo de una ecuaci\u00f3n diferencial y conociendo que la cantidad de calor por unidad de \u00e1rea es proporcional al gradiente - de temperatura ΔT tenemos:

$$(45) \quad \frac{dq}{dA} = U \Delta T = U (T_h - T_c) \quad \text{en donde } U \text{ es la constante de proporcionalidad entre } dq/dA \text{ y } \Delta T \text{ y se le denomina coeficiente --}$$

total de transferencia de calor. El valor de U var\u00eda de acuerdo si se determina basandose en el \u00e1rea exterior o interior, tanto que dq y ΔT son independientes del \u00e1rea, que se tome para determinar U ; y entonces se puede tener la siguiente relaci\u00f3n: $U_i/U_o = dA_i/dA_o = D_i/D_o$; donde los sufixos i y o son lado interior y exterior respectivamente, as\u00ed como D es el di\u00e1metro.

Fero estudios hechos en equipos de transferencia de calor han demostrado que en lugar de usar T_h y T_c es mejor usar las temperaturas encontradas en los extremos de estos equipos en forma de acercamientos o aproximaciones que existen entre la temperatura caliente y la temperatura fr\u00eda.

Siendo estas ΔT_1 y ΔT_2 para usarse en la ecuaci\u00f3n (45), respectivamente.

Además se ha establecido la siguiente ecuación: (ref. 24)

$$(46) \quad \frac{d(\Delta T)}{\Delta T} = \frac{U (\Delta T_2 - \Delta T_1)}{q_T}$$

Deduciéndose de las ecuaciones (45) y (46) la siguiente relación:

$$(47) \quad \frac{d(\Delta T)}{\Delta T} = \frac{U (\Delta T_2 - \Delta T_1)}{q_T} dA \quad \text{que integrándose}$$

nos da la ecuación :

$$(48) \quad \ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} = \frac{U (\Delta T_2 - \Delta T_1)}{q_T} A_T \quad \text{entonces despejando}$$

el calor trasmiso a través del área A_T se tiene la ecuación siguiente:

$$(49) \quad q_T = \frac{U A_T (\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = U A_T \Delta T_m \quad \text{en donde } \Delta T_m$$

es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

La combinación de las ecuaciones (43) y (44) en combinación con la ecuación de $(dq/dA_L) = \frac{k_m (t_{wh} - t_{wc})}{X_w}$ se puede deducir la ecuación que relaciona el coeficiente total U de transmisión de calor con los coeficientes individuales dando las siguientes ecuaciones: (ref. 24)

$$(50) \quad (1/U_o) = (D_o/D_i h_i) + (X_w D_o/k_m D_L) + (1/h_o) \quad \text{basándose en el área exterior.}$$

$$(51) \quad (1/U_i) = (1/h_i) + (X_w D_i/k_m D_L) + (D_i/D_o h_o) \quad \text{basándose en el área interior.}$$

Las ecuaciones (50) y (51) son únicamente para tubos limpios, pero en términos generales todos los equipos de transferencia de calor sufre incrustaciones y ensuciamientos debidas a diferentes causas y se tiene que suponer una **resistencia** adicional tanto exterior como interiormente; a las ecuaciones (50) y (51) siendo estas h_{D_o} y h_{D_i} respectivamente.

El problema de la predicción de la velocidad de flujo de calor a través de una pared metálica hacia un fluido frío, por medio de un fluido caliente; se reduce a predecir el valor numérico de los coeficientes individuales de los fluidos involucrados en el proceso total. Una clasificación es generalmente seguida en los problemas de transferencia de calor para determinar

el valor de los coeficientes individuales de transferencia de calor, siendo esta la siguiente:

1) Coeficientes individuales para flujo de calor a o desde el interior de los tubos sin cambio de fase, de los fluidos.

2) Coeficientes individuales para flujo de calor a o desde el exterior de los tubos sin cambio de fase, de los fluidos.

3) Flujo de calor desde fluidos condensantes.

4) Flujo de calor a líquidos hirviendo.

Los coeficientes individuales para los equipos de refrigeración, su atención se centra en la transferencia de calor por convección en el líquido refrigerante, el cual desarrolla un cambio de fase en el condensador y en el evaporador. Los coeficientes individuales de transferencia de calor por convección son diferentes para el flujo laminar y el flujo turbulento, ahora bien en refrigeración casi todos los problemas importantes involucran flujo o gases o vapores, y también líquidos dentro de un régimen turbulento.

La ecuación que rige la transferencia de calor entre los líquidos o vapores en flujo turbulento en términos de coeficientes individuales es la siguiente: Estando explicada en términos adimensionales. (ref. 23).

$$(52) \quad (hD/k) = F(DG/\mu)^n (C_p \mu/k)^m \text{ donde el grupo del--}$$

miembro izquierdo es el número de Nusselt; el primer grupo del miembro derecho es el número de Reynolds y el segundo el número de Prandtl, los coeficientes F, y y m deben ser determinados experimentalmente.

Para un fluido calentandose en el interior de los tu bos, los valores de F, n y m son los siguientes: 0.0225, 0.8 y 0.4 que sustituyendose en la ecuación (52) se tiene : (ref. 23).

$$(53) \quad h_i = 0.0225 (V^{0.8}) (D^{-2}) (\rho^{0.8} k^{0.6} C_p^{0.4} \mu^{-0.4})$$

En la ecuación anterior se puede observar que las pro piedades del último parentesis varían todas con la tempe ratura, además $h = \phi (V, D, T)$ indique que los valores de h- son fijos en función del tamaño del tubo, velocidad y -- temperatura.

Para el enfriamiento en el interior de los tubos los valores F, n y m son los siguientes, 0.0225, 0.8 y 0.3-- que sustituyendose en la ecuación (52) se tiene: (ref.23)

$$(54) \quad h_i = 0.0225 (V^{0.8}) (\rho^{0.8} k^{0.7} C_p^{0.3} \mu^{0.5})$$

Las ecuaciones (53) y 54) deberan tener unidades con sistentes para que los resultados sean correctos.

Los coeficientes individuales para la condensación-- de un fluido, esta dado por la siguiente ecuación: pero con la siguiente suposición, que la condensación es en -- pequeñas gotas que fluyen bajo regimen laminar debido a la acción de la gravedad y que el flujo de calor del va- por hacia la pared metálica es por el mecanismo de con- ducción a través de la película del condensador. Esta -- ecuación es para condensación libre de gases y tubos ho- rizontales.

$$(55) \quad h = 0.725 \left(\frac{k^3 \rho_o^2 L}{D_o \mu_f \Delta T} \right) \tilde{n} \quad (\text{Ref.14})$$

En donde h es el coeficiente promedio basado sobre la longitud total del tubo en $\text{BTU/hr (ft)}^2 (\text{°F})$; k_f es la conductividad térmica del condensado, a la temperatura de referencia en $\text{BTU/hr (ft)}^2 (\text{°F/ft})$, μ_f es la viscosidad a la temperatura de referencia en lb/hr-ft , ρ_f es la densidad del condensado a la temperatura de referencia lb/ft^3 ; g_o es la aceleración debida a la gravedad $4.17 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$; L es el calor latente de condensación del líquido en BTU/lb ; ΔT es la diferencia de temperaturas entre la temperatura del vapor y la temperatura de la superficie metálica en °F , la temperatura de referencia T_f se evalúa de la ecuación siguiente: $T_f = T_h -$

$$3 \frac{(T_h - T_w)}{4} \quad T_f = T_h - \frac{3 AT_o}{4} \quad ; \text{ en donde } T_f \text{ --}$$

es la temperatura de referencia; T_h es la temperatura de condensación y T_w es la temperatura exterior de la superficie del tubo.

Los coeficientes para transferencia de calor hacia líquidos en ebullición o mezclas de líquidos y vapores son bastantes discutidos dependiendo de varios factores entre otros; de las características físicas de la superficie en ebullición y también del mecanismo que se tenga en la ebullición. La evaporación en el interior de los tubos en los procesos de refrigeración, generalmente se lleva a cabo por medio de evaporación por convección forzada y diferentes trabajos en este campo han dado como resultado diferentes formulas para calcular el coeficiente individual de transferencia de calor

en el lado de ebullición y evaporación siendo la siguiente una de las más útiles: (ref. 13).

$$(56) \quad \frac{hD}{k_1} = 0.06 \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.28} \left(\frac{DG X}{\mu_1} \right)^{0.87} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)_1^{0.4}$$

En donde h es el coeficiente de transferencia de calor en BTU/hr (ft²) (°F)⁻¹; D es el diámetro interior en ft; k_1 es la conductividad térmica del líquido en BTU/hr (ft²) (°F/ft); ρ_l es la densidad del líquido en lb/ft³; ρ_g es la densidad del vapor en lb/ft³; μ_1 es la viscosidad del líquido en lb/(ft)(hr); C_p es el calor específico del líquido en BTU/lb (°F); G^p es la masa velocidad en lb/hr (ft²); X es la calidad del vapor; las propiedades se calculan a la siguiente temperatura, $T = T_{sat} + 0.33 \Delta T$ de donde $\Delta T = T - T_{sat}$ que varía dentro del siguiente valor 2 a 30 grados Fahrenheit.

El coeficiente individual de transmisión de calor en el lado exterior de los tubos en el evaporador se calcula de la siguiente fórmula: (ref. 23)

$$(57) \quad \frac{h D_o}{k_f} = 0.131 \left(\frac{G_{max.}}{\mu_f} \right)^{0.64} \text{ donde el suscribi}$$

to f es para la película y $max.$, para máxima; en donde D_o es el diámetro exterior en ft; h = coeficiente individual de transferencia de calor BTU/hr (ft²) (°F)⁻¹; μ es la viscosidad de la película del fluido en lb/(ft)(hr); k_f es la conductividad térmica del líquido en BTU/hr (ft²) (°F/ft).

Por último describiré los principios teóricos del carbonatador o saturador; pues siendo el carbonatador el equipo principal en la industria de bebidas gaseosas, es necesario conocer los fundamentos en que se basan --

los diseños de los diferentes tipos de carbonatadores de agua usados en esta rama industrial. Ahora bién el volúmen de bioxido de carbono que se encuentra en la bebida-terminada es un factor importante, porque la cantidad de este gas disuelto en la bebida le imparte el burbujeo; y unido a otros factores tales como la temperatura y tiempo hace que la bebida continúe con la efervescencia. La solubilidad del bioxido de carbono en agua esta de acuerdo con la ley de Henry, la cual fué mencionada anteriormente cuando se describió el desareador de agua al vacío. Pero la describiremos para este caso como sigue; la cantidad de bioxido de carbono disuelto en agua a una temperatura previamente fijada es proporcional a la presión--que ejerce el bioxido de carbono sobre el agua. A la presión atmosférica normal o del medio ambiente la cantidad del gas carbónico soluble en agua unicamente dependera -- de la temperatura y se ha observado desde el punto de solubilidad de gases en agua que la solubilidad de estos -- es mayor, mientras más fría sea el agua.

La unidad que ha sido adoptada como medida de la cantidad de gas disuelto en una bebida gaseosa es el volúmen y se define como la cantidad de bioxido de carbono disuelto en mililitros que un volúmen dado de agua absorbera a la presión atmosférica normal (760 mmhg) y a la temperatura de 60 °F (15.5 °C) , así a 60° F el agua absorbera un volumen de bioxido de carbono con presión manométrica de cero; y por cada aumento de presión de -- 14.7 lb/in² la absorción del bioxido de carbono se incrementa en un volumen. Ahora bien si la temperatura la disminuimos a 32° F y mantenemos la presión de una atmósfe-

ra, la absorción del gas carbónico se incrementa a un valor de 1.7 volúmenes. Entonces esta es otra de las razones por las que el agua es enfriada antes de efectuarse la carbonatación; los enfriadores de agua que existen -- comercialmente para esta industria son diseñados para su suministrar agua a una temperatura constante de 34° F hacia los carbonatadores, y su capacidad llega hasta 3600-galones por hora.

Propiamente la absorción del bioxido de carbono en agua es una operación difusional, donde la masa de gas es transferida al agua a través de una interfase; por lo tanto el diseño del equipo para efectuar esta operación se basa fundamentalmente en; (1) permitir velocidades -- apropiadas de flujo de fluidos a través del aparato de contacto, (2) relaciones de equilibrio entre las concentraciones de las sustancias difundidas en las fases, -- (3) velocidades de transferencia de masa entre las fases y (4) cálculos estequiométricos en los cuales los datos de velocidad de transferencia de masa y condiciones de equilibrio son combinados para dar las especificaciones de diseño. Las relaciones de equilibrio son gobernadas -- por principios fisicoquímicos básicos y la determinación requerida del tamaño de un equipo para una operación especificada son usualmente hechos en terminos de un estudio en el cual se obtiene el número de etapas de equilibrio, platos teóricos o unidades de transferencia de masa que van a ser necesitados; las dimensiones reales del -- equipo se obtiene del valor de la altura de la unidad -- de transferencia o de las eficiencias de plato y tales -- datos estan caracterizados en la operacion involucrada.

Una operación difusional siempre involucra el contacto de un fluido ya sea gas o líquido, con otra fase acompañado con una transferencia de masa entre las fases en contacto y siempre es conveniente mantener el contacto - de fases en movimiento relativo de una con respecto a la otra, consecuentemente las moléculas de uno de los componentes presentes deberá moverse de una posición a otra - en el sistema, es claro que la naturaleza del movimiento de la masa fluída ejercerá una profunda influencia sobre la velocidad a la cual ocurre la transferencia de la masa.

Por ser el tema de transferencia de masa demasiado largo en cuando a planteamientos teóricos; solamente - - - - - trataré los fundamentos básicos para las operaciones difusionales de absorción y desorción; que son la base de la partida del carbonatador y del deareador al vacío, - - - - - pues ambas tienen los mismos principios y fundamentos - - - - - aunque haya diferencia en cuanto a las aplicaciones. °

Difusión molecular.- Este fenómeno ha sido estudiado desde diferentes puntos de vista y uno de ellos parte de la ecuación siguiente:

$$(58) \quad N_A \quad D \quad \frac{\partial a}{\partial s} \quad \text{en esta ecuación es básica y --}$$

puede tratarse para situaciones diferentes que pueden - - - - - presentarse, en donde N_A es $\text{gr-mol}/(\text{seg})(\text{cm}^2)$; c es la - - - - - concentración en $\text{gr-mol}/(\text{cm}^3)$; s es la distancia en la - - - - - cual se lleva la difusión en (cm) y D es el coeficiente de difusión o difusividad en $(\text{cm}^2)/\text{seg}$, la difusión es - - - - - más rápida en gases y más lenta en líquidos. La aplica -

ción de la teoría de la difusión es por supuesto emplear la forma integrada de la ecuación (58) y que se pueda -- usar según sea el caso que se trate.

Contradifusión equimolecular permanente.- Esta situación es una de las cuales se presenta frecuentemente en las operaciones de destilación; para este caso la difusión del componente A es igual a la del componente B es decir $N_A = N_B$ y suponiendo D constante, la integración de la ecuación (58) nos da : v (ref. 20)

$$(59) N_A = \frac{D_V}{B_F} (c - c_i) = \frac{D}{RTB_F} (p - p_i) = \\ = \frac{D P}{RTB_F} (y - y_i) = k_g (y - y_i) \quad \text{en don-}$$

de la concentración c puede ser expresada alternativamente en terminos de presiones parciales p o fracción-mol y; en el sistema cgs las unidades de la ecuación (59) son las siguientes; N_A en gr-mol/(seg)(cm²); D en (cm²)/seg; c en gr-mol/(cm³)^A; p en atmósferas; B_F espesor de la película de donde se lleva a cabo el fenómeno de transferencia de masa en (cm); R es la constante universal de los gases, teniendo unidades de 82.06 (cm³)(atm)/(gr-mol)(°K); P es la presión absoluta en atmosferas; T es la temperatura en (°K); k_g es el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa con las unidades siguientes (gr-mol)^g/(seg)(cm²) (fracc.mol), el suscrito (i) indica que es el valor tomado en la interfase. Cualquier otro sistema de unidades consistentes pueden ser usados, ajustando solamente el valor numérico de R.

Difusión permanente de un componente A hacia otro -- componente B a través de una capa fija (sin difusión de B); es decir N_A se difunde hacia N_B y la difusión de -- $N_B = 0$; la ecuación integrada de la ecuación (58) es la siguiente:

$$(60) \quad N_A = \frac{D P}{RT B_F} \frac{(y - y_i)}{(1 - y)_{lm}} = k_g (y - y_i)$$

En donde las literales tienen las mismas unidades -- mencionadas para la ecuación (59); pero bajo las siguientes especificaciones, k'_g es el coeficiente de transferencia de masa corregido para la concentración de un(os) gas(es) inerte(s) igual a $k_g (p_{bm}/P)$ en donde p_{bm} es la presión parcial del gas inerte; el sufijo (lm) indica que es la media logarítmica de la fracción mol.

Como ya hemos mencionado el coeficiente de difusión o difusividad D ; es el resultado de los movimientos lineales al azar de las moléculas y su velocidad en cualquier instante varía de cero a valores muy altos; para poder estimar el valor del coeficiente de difusión se ha hecho varios estudios basados en la teoría cinética de los gases y se han propuesto varias ecuaciones partiendo de las características individuales de los componentes.

Un ejemplo de tales ecuaciones es la siguiente: (ref.24)

$$(61) \quad D_M = 0.00945 \frac{\sqrt{T}}{(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} (1/M_A + 1/M_B)^{1/2}$$

en donde D_M es la difusividad molar lb mols/ft)(hr); T es la temperatura absoluta (°R); M_A y M_B son los pesos --

moleculares de los componentes A y B ; V_A y V_B son los volúmenes moleculares de los componentes A y B respectivamente ; medidos en sus puntos de ebullición a condiciones normales. El uso de la ecuación anterior esta sujeta a los terminos V_A y V_B generalmente, los cuales tienen valores especificados en tablas para diferentes compuestos o elementos.

Balance de materiales en equipos de contacto por etapas y de contado diferencial.

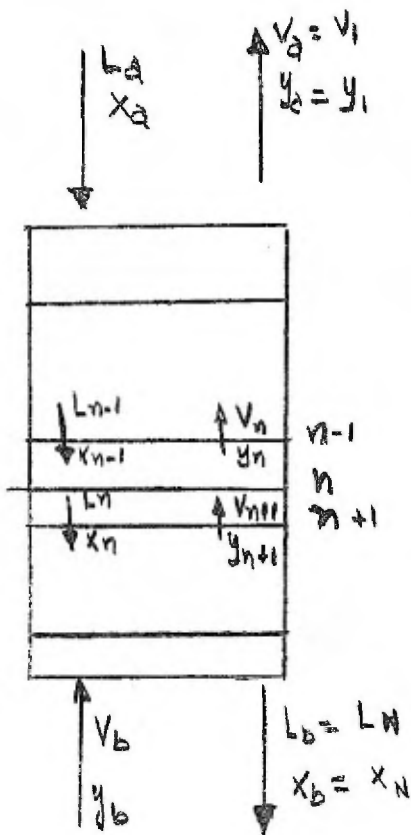
Considerando la porción enmarcada desde el plato número uno al plato número n la cantidad que entra en esta sección es $L_a + V_{n+1}$ Moles/hr y la salida total es $L_n + V_a$

$$(62) \quad L_a + V_{n+1} = L_n + V_a$$

Haciendo un balance para el componente A se tiene:

$$(63) \quad L_a x_a + V_{n+1} y_{n+1} = L_n x_n + V_a y_a$$

De la ecuación (63) se obtiene la relación de x_n que es la concentración de la fase pesada (líquida), partiendo de una etapa de la columna con una concentración y_{n+1} que es la concentración de la fase ligera (gas) :



$$(64) \quad y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} x_n + \frac{V_a y_a - L_a x_a}{V_{n+1}} \quad (\text{ref.24})$$

Considerando x_n como abscisa y y_{n+1} como ordenada, y suponiendo que se puede graficar la ecuación (64) en coordenadas rectangulares se tiene la gráfica de una curva denominada línea de operación.

En una planta de contacto diferencial (Columna empacada, torre de pulverizadores, etc.) el balance sería para el componente A: (ref.24)

$$(65) \quad L_a + V = L + V_a \quad (66) \quad L_a x_a + Vy = L_b x + V_a y_a$$

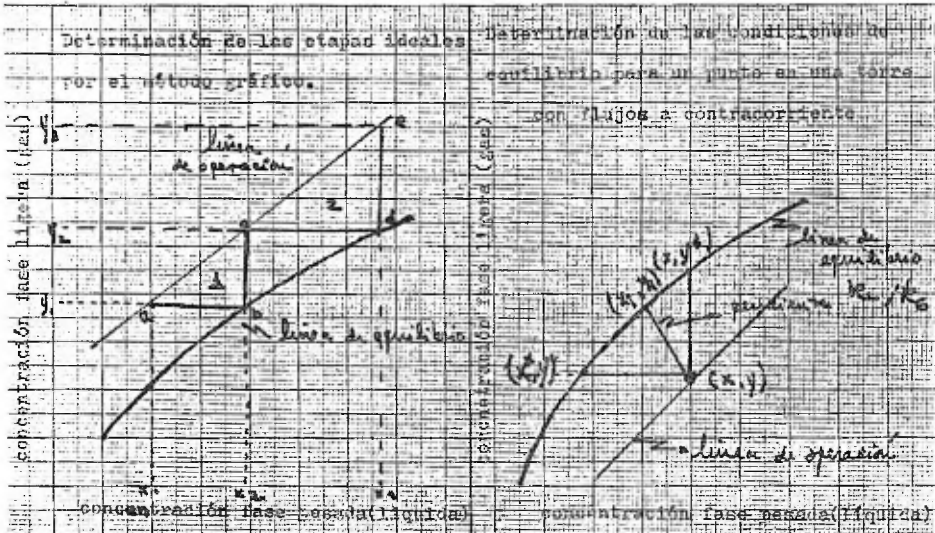
Por lo tanto la ecuación de la línea de operación es: (ref.24)

$$(67) \quad y = \frac{L}{V} x + \frac{V_a y_a - L_a x_a}{V}$$

Para construir la línea de operación, se tiene que tener información de las corrientes V_{n+1} y de L_n tiene que ser utilizada, pero en los casos más simples L y V no cambian apreciablemente de plato a plato en una planta de contacto por etapas o de punto a punto en una planta de contacto diferencial, por lo tanto L_n y V_{n+1} son constantes y la línea de operación es una recta obteniéndose la pendiente de la siguiente ecuación: (ref.24)

$$(68) \quad \frac{y_b - y_a}{x_b - x_a} = \frac{L}{V}$$

Determinación de las etapas ideales o platos teóricos.- Un problema de importancia general es encontrar el número de etapas ideales requeridas en una torre o cascada real para cubrir un rango de concentraciones de x_a a x_b ó de y_a a y_b . Si este número de etapas ideales se determina y la información de la eficiencia de etapa o de plato se utiliza, el número real de etapas puede determinarse. El método general para determinar el número de etapas ideales es el gráfico, este método es el más simple y es suficientemente preciso para situaciones en donde hay solo dos componentes y se basa en el uso de la línea de operación en conjunción con la línea de equilibrio, ambas son graficadas en las mismas coordenadas.



Tanto en la absorción de gases como en la desorción de ellos, en columnas o torres empacadas; la transferencia de masa se efectúa de una fase hacia otra por medio de una interfase que las separa y la resistencia que oponen a la transferencia de masa cada una de ellas, causan un gradiente de concentración en cada una de las fases. Las concentraciones del material que se está difundiendo en cada fase varía en las inmediaciones adyacentes de la interfase con respecto a la concentración total de cada fase; por lo tanto existe una desigualdad entre ambas concentraciones de cada fase, pero usualmente se supone que están relacionadas por medio de leyes que permiten el equilibrio termodinámico.

Ahora bien la velocidad de transferencia de masa varía con el tiempo, y se supone que se efectúa a través de una subcapa laminar. Y dicha transferencia de masa es proporcional a la diferencia entre la concentración total de cada una de las fases y la concentración a la interfase; relacionándose con la siguiente ecuación: (ver figura anterior) (ref. 20, 24)

$$(69) \quad N_A = k_L(x - x_1) = k_G(y_1 - y) \quad \text{en donde } N_A \text{ es la velocidad}$$

de transferencia de masa en $\text{lbmol}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$; k_L y k_G son los coeficientes de transferencia de masa en la fase líquida y gaseosa respectivamente con las unidades de $\text{lbmol}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(\text{frac.mol})$; x es la concentración en la fase líquida en (frac.mol); x_1 es la concentración de la fase líquida en la interfase en (frac.mol); (y) es la concentración de la fase gaseosa en (frac.mol) y_1 es la concentración de la fase gaseosa en la interfase en (frac.mol).

De la ecuación (69) se puede sacar la relación que se usa para encontrar las concentraciones interfaciales, partiendo de la base de que los coeficientes individuales son conocidos: (ref.20)

$$(70) \quad \frac{y_1 - y}{x - x_1} = \frac{k_L}{k_G}$$

Cuando se tienen líneas de equilibrio semejantes a una recta se puede decir que la transferencia de masa es proporcional a la diferencia de concentraciones de la concentración de la fase líquida y la de la otra fase que se encuentra en equilibrio, dando origen al uso de un coeficiente total de transferencia de masa; que se puede relacionar con los otros coeficientes individuales: (71) $N_A = K_G(y^V - y)$ (72) $(1/K_G) = (1/k_G + m/k_L)$, (ref.20)

teniendo las mismas unidades mencionadas en la ecuación (69); m es la tangente de la curva de equilibrio, cuando esta es una recta.

En muchos tipos de equipos usados en operaciones difusionales, torres empacadas, torres de pulverizadores, etc., no es posible determinar la superficie interfacial; por esta razón reportes de coeficientes de transferencia de masa determinados experimentalmente se basan sobre unidad de volumen;--siendo de la forma siguiente: $K_G a$, $k_L a$ ó $k_G a$ respectivamente.

Los coeficientes de transferencia de masa entre fluidos líquidos y gaseos han sido estudiados a partir del análisis dimensional de los mecanismos de la transferencia de masa y se supone que el coeficiente k ; depende de la

difusividad D_m ; y de las variables que controlan el caracter del fluido que son la masa velocidad G , la viscosidad μ y de alguna dimensión lineal D ; La forma de la interfase puede suponerse que influye en el proceso tanto para cualquier forma del equipo como para el coeficiente de transferencia de masa y se relacionan de la siguiente manera: (ref. 20)

$$(72) \quad k = \beta (D_m, D, G, \mu) \quad \text{y el resultado del análisis}$$

dimensional nos da dos relaciones siguientes: (ref. 20)

$$(73) \quad k = \beta_1 \left(\frac{D G}{\mu} ; \frac{D}{D_m M_o} \right) \quad \text{donde } M_o \text{ es el peso molecular}$$

promedio de la fase total. La otra relación es de la forma siguiente: (ref.20)

$$(74) \quad \frac{D k}{D_m} = \beta_2 \left(\frac{D G}{u} ; \frac{D}{D_m M_o} \right) \quad \text{al primer termino de la--}$$

ecuación (74) se le conoce como el Número de Sherwood, que a su vez es función del Número de Reynolds y del Número de Schmidt.

(75) $N_{Sh} = \beta (N_{Re} ; N_{Sc})$ La relación entre ellos es diferente para cada caso en general y para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa hay un sin número de gráficas y ecuaciones que los relacionan según sea el caso que se este tratando en cualquiera de las operaciones difusionales.

Para efectuar el cálculo de los equipos en donde se llevaran las operaciones de eliminación de aire al agua y su carbonatación en cuanto a las dimensiones de superficie de contacto, así como la altura de dichas superficies de contacto nos valoremos de las ecuaciones siguientes: que son deducidas a partir de de la teoría de la doble película, en base de esta teoría un so luto gaseoso se transfiere a un líquido pasando a través de dos resistencias difusionales; la que ofrece resistencia en la fase gaseosa y la que ofrece resistencia en la fase líquida. (ref.20,24)

(76) $Z_T = N_t H_t$ en donde Z_T es la altura de la sección empacada (cuando se usa una torre de absorción con empaque) o en una torre de aspa

sión la trayectoria o longitud que debe recorrer la fase líquida. N_t es el número de Unidades de transferencia y H es la altura de una unidad de transferencia. El Número de Unidades de transferencia en una columna o torre de altura total Z_T (pies; ft) se define como cualquiera de las siguientes ecuaciones: (ref. 24)

$$(77) \quad N_{ty} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{\delta \, dy}{(1-y)(y-y_1)} \quad N_{tOy} = \int_{y_a}^{y_b} \frac{\delta \, dy}{(1-y)(y-y^*)} \quad (77a)$$

$$(77b) \quad N_{tx} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x-x_1)} \quad N_{tOx} = \int_{x_a}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x-x^*)} \quad (77c)$$

Las unidades definidas como N_{ty} y N_{tx} se basan sobre los coeficientes individuales de transferencia de masa; y las unidades definidas como N_{tOy} y N_{tOx} se basan sobre los coeficientes totales de transferencia de masa.

La cantidad denominada como δ es igual a $\frac{y - y_1}{2.303 \log(1-y_1)/(1-y)}$

La altura de la Unidad de transferencia se define con las siguientes ecuaciones: (ref. 24)

$$(78) \quad H_y = \frac{G_y y}{k_y a} \quad H_x = \frac{G_x x}{k_x a} \quad (78a)$$

$$(78b) \quad H_{Oy} = \frac{G_y y}{K_y a} \quad H_{Ox} = \frac{G_x x}{K_x a} \quad (78c)$$

Las cantidades H_y y H_x se basan sobre los coeficientes individuales de transferencia de masa; y las cantidades H_{Oy} y H_{Ox} se basan sobre los coeficientes totales de transferencia de masa y cada uno de ellos deberá ser usado con su Número de Unidades de Transferencia de masa correspondiente.

Con esto terminamos con todos los aspectos teóricos correspondientes a cada uno de los equipos que serán diseñados. Si otras consideraciones teóricas son necesarias; estas se verán en cada equipo individualmente más adelante, cuando se calcule cada uno de ellos.

CAPITULO IV

BALANCES DE MATERIALES Y DE ENERGIA DEL SISTEMA PROPUESTO.

Para efectuar el cálculo de los equipos que propongo para su diseño se fijaran las siguientes condiciones y bases de cálculo:

a).- El cálculo se efectuará para una producción máxima de 600 botellas por minuto con capacidad de 12 onzas (359.4 ml) cada una; a la cantidad antes mencionada se le adicionará un porcentaje de la misma, unicamente al equipo de tratamiento y deaereación de agua. La cantidad de agua que será enfriada y saturada es la previamente fijada.

b).- El agua va a ser saturada con bioxido de carbono hasta un contenido de 6 volúmenes, cantidad ligeramente mayor que la encontrada comercialmente.

c).- El agua que se va a tratar se supondrá que reúne los requisitos para que sea potable y tendrá una composición supuesta por mí, pero la dosificación de reactivos será para que el agua tenga las condiciones óptimas para su uso en el proceso de embotellado.

d).- Los cálculos se efectuarán en el sistema de unidades inglesas, por la facilidad de encontrar los diferentes datos en esas unidades en la literatura, lo cual hace más práctico su uso para efectuar los cálculos.

e).- Aparte de las consideraciones antes mencionadas, se harán las que sean pertinentes en cada equipo según sea necesario.

BASE DE CALCULO UNA HORA DE PRODUCCION.

600 botellas por minuto x 60 min/hr = 36000 Botellas/hr

36000(Bot/hr) x 12(on/Bot) = 432000 on/hr

432000(on/hr) x 1(Gal/128 on) = 3375 Gal/hr

Cantidad de agua que será enfriada y saturada = 3375 Gal/hr; 28164.37 lb/hr

6 1564.68 lb mol/hr.

La cantidad de agua que será tratada y deaereada, es la siguiente: 3750 Gal/hr o sea un 11.1% de más de la capacidad de llenado, por los usos diferentes que se le dan al agua tratada en otros procesos; aparte del proceso de embotellado.

La cantidad de agua que será tratada y deareada = 3750 Gal/hr; 31293.75 lb/hr
 ó 1738.54 lb mol/hr .

Dosificación de Reactivos para el Tratamiento de agua por el método Cal-Cloruro
 de Calcio Coagulante en frío.

La siguiente nomenclatura es para la composición del agua en terminos para
 su tratamiento.

DT = Dureza Total DMC = Dureza no carbonatos ALCT = Alcalinidad Total
 CaALC = Alcalinidad debida al Calcio NaALC = Alcalinidad debida al Sodio
 MgALC = Alcalinidad debida al Magnesio DCa = Dureza debida al Calcio
 DMg = Dureza Debida al Magnesio DCaN = Dureza de Calcio no carbonatos
 DMgN = Dureza de Magnesio no carbonatos DTN = Dureza Total no carbonatos

Su valor se da en ppm (partes por millón) en relación al CaCO_3 .

Composición del influente: ALCT = 300 ppm; DT = 210 ppm; DCa = 150 ppm
 DMg = 60 ppm; CaALC 150 ppm; MgALC = 60 ppm; NaALC = ALCT - DT = 90 ppm
 DCaN = DCa - CaALC = 0; DTN = DT - ALCT = 210 - 300 = -90; DMgN = DMg + MgALC
 = 0; los terminos en cero o negativos no se encuentran en el agua.

La composición del afluyente debera de ser la siguiente: ALCT = 70 ppm; DT =
 60 ppm; DCa = 35 ppm; DMg = 25 ppm; CaALC = 35 ppm; MgALC = 25 ppm; NaALC =
 10 ppm; Valor de la alcalinidad P = $(\text{MgALC} + \text{CaALC})/2 + \text{NaALC} = 40$ ppm; Va-
 lor de la alcalinidad M = $\text{MgALC} + \text{CaALC} + \text{NaALC} = 70$ ppm.

Valor de la Relación A = $2P - M = 40 - 70 = +10$.

La composición del afluyente del tanque de tratamiento tiene que ser la ante-
 rior porque al eliminarse el cloro residual en los filtros de carbón activa-
 do se lleva a cabo la siguiente reacción $2\text{Cl}_2 + 2\text{H}_2\text{O} + \text{C} = 4\text{HCl} + \text{CO}_2$; el -
 ácido liberado al eliminarse el cloro junto con la acidez del carbón activa-
 do disminuyen la alcalinidad total M y P a los siguientes valores: ALCT = 35 ppm
 DT = 30 ppm; DCa = 12 ppm, DMg = 16 ppm; MgALC 16 ppm; CaALC = 12 ppm; --
 NaALC = 7 ppm; Valor de la Alcalinidad P = $(16 + 12)/2 + 7 = 21$; Valor de la
 Alcalinidad M = $16 + 12 + 7 = 35$; Valor de la Relación A = $42 - 35 = +7$.

La dosificación de reactivos se hará de acuerdo con los reactivos que comer-

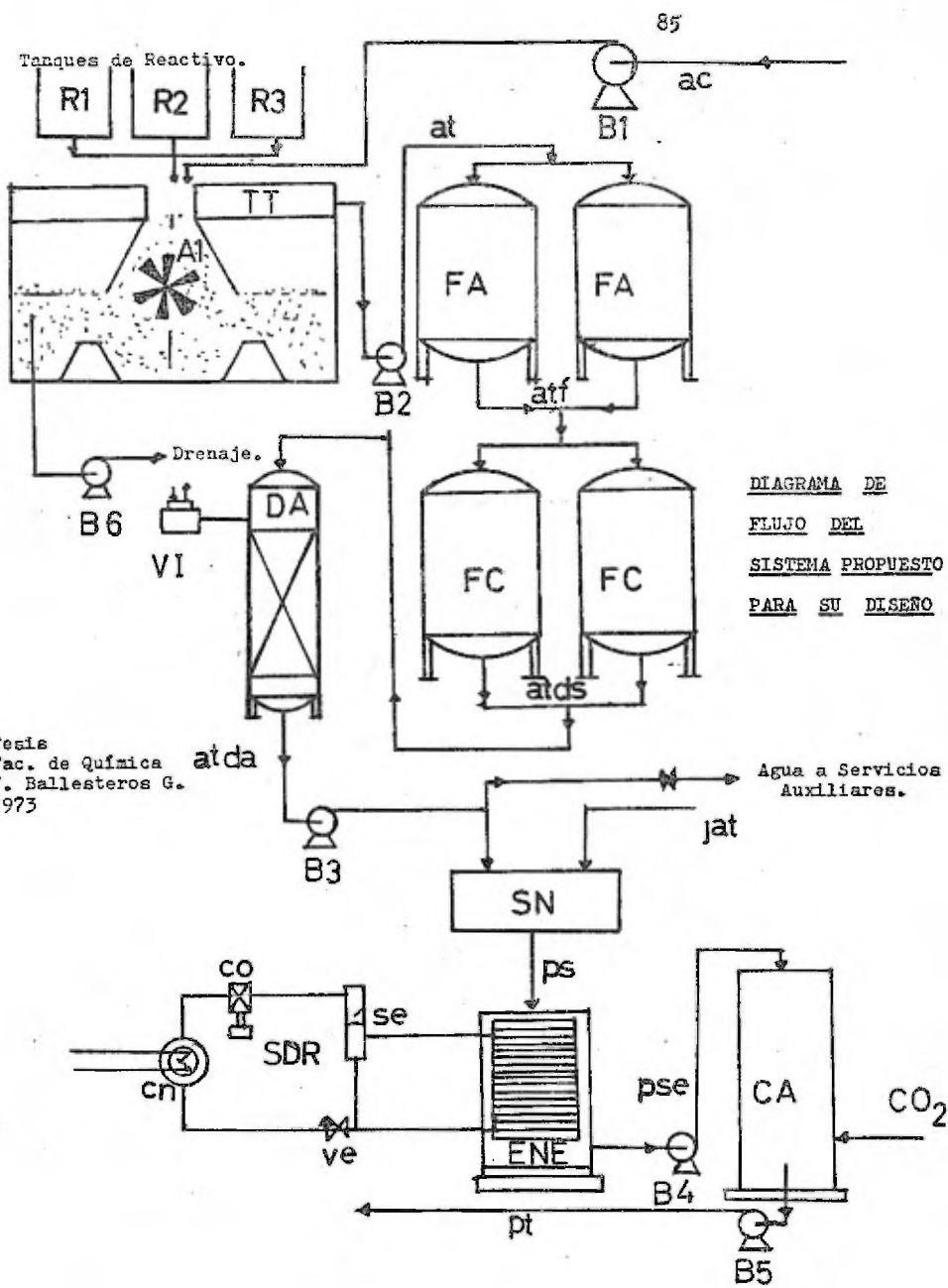


DIAGRAMA DE
FLUJO DEL
SISTEMA PROPUESTO
PARA SU DISEÑO

Tesis
 Fac. de Química
 V. Ballesteros G.
 1973

Notación empleada en el Diagrama de Flujo del Sistema Propuesto para su Diseño.

A1	Agitador
B1 a B6	Bombas
TT	Tanque de Tratamiento
FA	Filtros de Arena
FC	Filtros de Carbón Activado
DA	Deareador al Vacío
SN	Sincrómetro o Proporcionador (Este no se diseñara)
EHE	Enfriador
SDR	Sistema de Refrigeración
CA	Carbonatador
ac	Agua cruda
at	Agua tratada
atf	Agua tratada filtrada
atds	Agua tratada desclorada
atda	Agua tratada deareada
jat	Jarabe terminado
ps	Producto simple
pse	Producto simple enfriado
pt	Producto terminado
R1 a R3	Tanques de reactivos
co	Compresor
cn	Condensador
se	Separador
ve	Válvula de expansión
VI	Bomba de Vacío

cialmente se tienen con las siguientes concentraciones: $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 9%; CaCl_2 7%; $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$ 9% + NaClO 13% .

El efecto del coagulante (Sulfato férrico) es el siguiente, aumenta el CO_2 -libre 6 ppm por cada 10 ppm de coagulante; disminuye la alcalinidad total en 6 ppm por cada 10 ppm de coagulante. Para el tratamiento de agua se supone que primero se adiciona el coagulante y despues se usa como base de cálculo un análisis corregido por coagulante, en nuestro caso usando una dosificación de 42 ppm de Sulfato Férrico; se tendra CO_2 libre 25 ppm; disminución de alcalinidad 25 ppm.

Análisis corregido: CO_2 libre 25 ppm; ALCT = 275 ppm; DT = 210 ppm; DCa = 150 ppm
DMg = 60 ppm; CaALC = 150 ppm; MgALC = 60 ppm; NaALC = 90 ppm.

La dosificación de los reactivos se calculará de acuerdo con las tablas que existen para el tratamiento de agua por el método Cal-Cloruro de Calcio-Coagulante en frío.

	lb/1000 Gal.	
Dosificaciones	Cal Hidratada (93%)	Cloruro de Calcio
CO_2 libre	ppm x 0.0151	-----
ALCT	ppm x 0.00663	-----
DMg(Inicial-Final)	ppm x 0.00663	-----
MgALC(DMgFinal-MgALCFinal) ---		ppm x 0.0123
NaALC(Inicial-Final) -----		ppm x 0.0123

Cal Hidratada 93%	lb/1000 Gal	
CO_2 libre	25 ppm x 0.0151 =	0.3775
ALCT	275 ppm x 0.00663 =	1.8232
DMg (60-25)	35 ppm x 0.00663 =	0.2320
	Total =	2.4327

Cal Hidratada (93%) = 2.4327 x 3.75 = 9.123 lb/3750 Gal.

Cloruro de Calcio (7%)	lb/1000 Gal	
NaALC(90-10)	80 ppm x 0.0123 =	0.9840
MgALC(25-25)	0	= 0.0000
	Total =	0.9840

Cloruro de Calcio (7%) = $0.984 \times 3.75 = 3.690 \text{ lb}/3750 \text{ Gal.}$

Dosificación de Coagulante (Sulfato Férrico) $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ (90%). Se dosificarán 14 ppm de coagulante por cada 100 ppm de Alcalinidad total. Entonces se dosificarán 42 ppm de coagulante. $42 \text{ ppm} = 2.45 \text{ Granos}/\text{Gal.}$

Sulfato Férrico = $(2.45 \text{ Granos}/\text{Gal})(3750 \text{ Gal}/\text{hr})(1 \text{ lb}/7000 \text{ Granos}) =$
 $1.3125 \text{ lb}/\text{hr} = 1.3125 \text{ lb}/0.90 = 1.4583 \text{ lb}/3750 \text{ Gal.}$

Dosificación de Cloro: se usara Hipoclorito de Sodio (NaClO) que contiene 9% de Cloro Activo. Además el Hipoclorito de Sodio tiene una concentración de 1% comercialmente. La dosificación se hará para tener 12 ppm de Cloro Activo. $12 \text{ ppm} = 0.705 \text{ Granos}/\text{Gal.}$

Hipoclorito de Sodio (1%) = $(0.705 \text{ Granos}/\text{Gal})(3750 \text{ Gal}/\text{hr})(1 \text{ lb}/7000) =$
 $0.3776 \text{ lb}/\text{hr} = (0.3776 \text{ lb}/\text{hr})/(0.95)(0.13) = 3.051 \text{ lb}/3750 \text{ Gal.}$

Cantidad de aire que se elimina en el deareador: Se supondrá que el agua que entra al deareador contiene en solución aire a la solubilidad de saturación a una atmosfera de presión y temperatura de 68°F (20°C). El agua deberá desalir del deareador con una **concentración** de 0.5 ppm de Oxígeno como máximo. Solubilidad del Aire en agua a una Atmosfera de Presión y 68°F (20°C).

Ley de Henry $F = H X$; $x = \text{fracc.mol}$; $H = \text{Constante de Henry}$; $F = \text{Presión}$.

La presión P se da en atmosferas y H en atmosferas/fracc.mol.

Constantes de Henry a 68°F (20°C).		Presiones parciales.
Oxígeno	$H = 4.01 \times 10^4 \text{ Atm}/\text{fracc.mol}$	0.21 Atmosferas
Nitrogeno	$H = 8.04 \times 10^4 \text{ Atm}/\text{fracc.mol}$	0.79 Atmosferas
Aire	$H = 6.64 \times 10^4 \text{ Atm}/\text{fracc.mol}$	1.00 Atmosferas
fracc.mol de Oxígeno	$= 0.21/(4.01 \times 10^4) =$	5.237×10^{-6}
fracc.mol de Nitrogeno	$= 0.79/(8.04 \times 10^4) =$	9.825×10^{-6}
fracc.mol de Aire	$= 1.00/(6.64 \times 10^4) =$	15.062×10^{-6}
lb mol de Oxígeno	$= (5.237 \times 10^{-6})(1738.56) =$	91.07×10^{-4}
lb mol de Nitrogeno	$= (9.825 \times 10^{-6})(1738.56) =$	170.328×10^{-4}
lb mol de Aire	$= (15.062 \times 10^{-6})(1738.56) =$	261.398×10^{-4}

Concentración de Aire en el agua al entrar al proceso de deaeración:

Solubilidad	lb mol	lb	ppm
Oxígeno	91.07×10^{-4}	0.291	9.3
Nitrogeno	170.82×10^{-4}	0.481	15.37
Aire	261.89×10^{-4}	0.772	24.67

Concentración de Aire en el agua al salir del proceso de deaeración:

Solubilidad	lb mol	lb	ppm
Oxígeno	4.39×10^{-4}	0.01565	0.5
Nitrogeno	9.13×10^{-4}	0.02585	0.826
Aire	14.07×10^{-4}	0.04150	1.326

Aire eliminado en el deaerador = $0.7720 - 0.0415 = 0.7305$ lb/hr .

El agua que será carbonatada es la correspondiente a la velocidad de llenado de 600 botellas por minuto, o sean 3375 Gal/hr; 28164.75 lb/hr ó -- 1564.68 lb mol/hr. El agua que entrará al proceso de carbonatación tendrá una carbonatación de cero volúmenes y deberá partir con una carbonatación de 6 Volúmenes. Teniendo en cuenta la definición de volumen de carbonatación y de acuerdo con la ley de Henry se tiene: a 60°F (15.5°C) para Dioxido de Carbono la constante de Henry tiene el valor siguiente $H = 1.25 \times 10^3$ Atm/frac.mol y a la presión de una atmosfera su solubilidad en agua será la siguiente; frac.mol de Dioxido de Carbono = $1/1250 = 8 \times 10^{-4}$, lb mol de Dioxido de Carbono por Volumen de carbonatación a la velocidad de llenado son las siguientes; lb mol por Volumen = $(8 \times 10^{-4})(1564.68)/(0.9992) = 1.2513$.

Volúmenes de CO_2	lb mol	lb
1	1.2513	55.067
6	7.5078	330.402

Balances de Energía.- El Balance de Energía será tomado únicamente en el sistema de refrigeración, ya que es la parte del proceso que efectúa intercambio de energía y estará sujeto a las condiciones siguientes: El agua entrará al enfriador a una temperatura de 68°F y saldrá a una temperatura de 34°F , el sistema de enfriamiento usara como refrigerante Amoniaco y sufrira

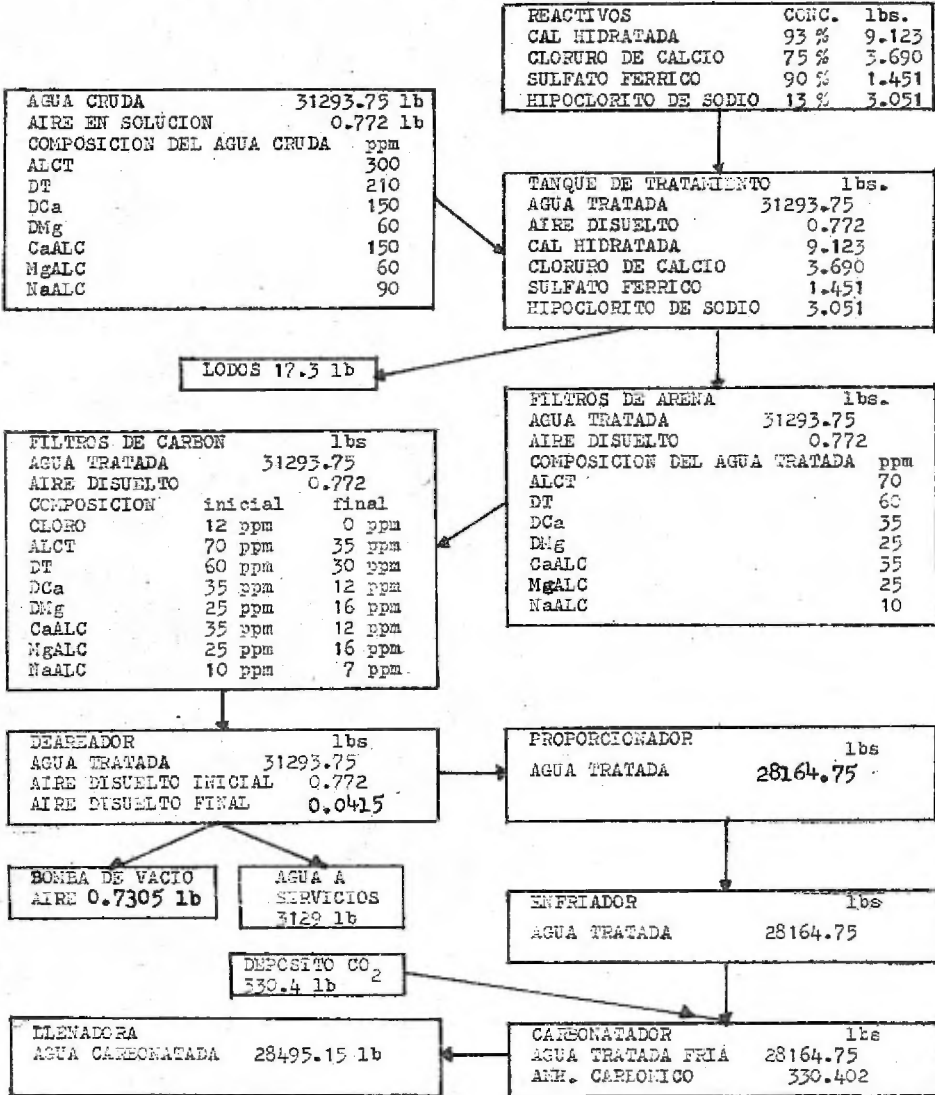
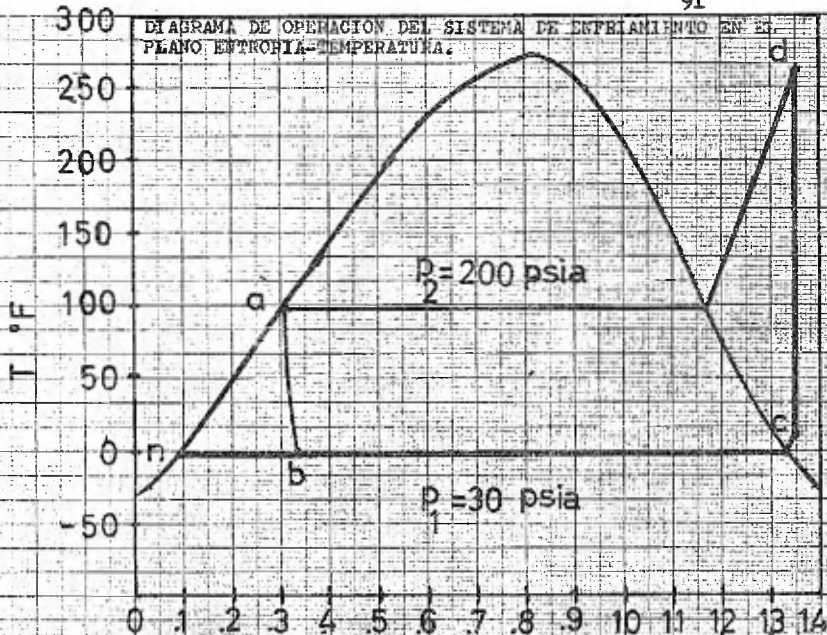


DIAGRAMA DE FLUJO DEL BALANCE DE MATERIALES DEL SISTEMA PROPUESTO PARA SU DISEÑO. (BASE DE CALCULO UNA HORA DE PRODUCCION).



	30 psia	30 psia	200 psia	200 psia
FRESION	30 psia	30 psia	200 psia	200 psia
TEMP s	-0.97	10	96.34	253.5
v_g ft ³ /lb	0.02418	—	0.02232	—
v_g ft ³ /lb	9.236	9.492	1.502	2.167
h_g BTU/lb	42.43 (a)	—	150.94 (a)	—
h_g BTU/lb	569.2	—	481.76	—
h_g BTU/lb	611.6	617.8 (b)	632.7	742.7 (d)
s_g BTU/lb ² R	0.0965 (a)	—	0.3092 (a)	—
s_g BTU/lb ² R	1.3364	1.3497 (e)	1.1756	1.3497 (d)

Las condiciones del punto (b) son las siguientes: $h_b = 150.94$ BTU/lb;

$s_b = 0.3328$ BTU/lb²R; Calidad del Vapor $X_b = 0.1906$

los siguientes cambios en el sistema (Ver Diagrama Entropia-Temperatura):
 p_1 = presión de succión 30 psia; Temperatura de succión 10°F ; p_2 = presión de descarga del compresor 200 psia; Temperatura de descarga del compresor 263.3°F ; Temperatura de condensación a la presión de descarga del compresor 96.34°F ; presión de descarga de la válvula de expansión 30 psia; Temperatura de descarga de la válvula de expansión -0.57°F .

Cantidad de calor que se absorberá en el evaporador (Enfriamiento del agua):

$$Q_{\text{ENE}} = w_{\text{H}_2\text{O}} C_p (T_2 - T_1) = (28164.75 \text{ lb})(1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{R})(68^{\circ}\text{F} - 34^{\circ}\text{F}) \\ = 957601.5 \text{ BTU/hr} = 79.8 \text{ Ton. Stnd. de Refrigeración}$$

Pero se aguará un 6.5% de más por perdidas y otras causas, Ton. Stnd de Refrigeración para el sistema de enfriamiento 85.

Cantidad de refrigerante recirculado: $w_{\text{ref}} = (200 \text{ N}) / (h_c - h_b)$

$$w_{\text{ref}} = (200 \times 85) / (617.8 - 150.94) = 36.413 \text{ lb/min} = 2184.78 \text{ lb/hr}$$

Cantidad de calor que se elimina en el condensador: $Q_{\text{cn}} = w_{\text{ref}} (h_d - h_a)$

$$Q_{\text{cn}} = (2184.78 \text{ lb/hr})(742.7 - 150.94) = 1292865.4 \text{ BTU/hr}$$

El refrigerante que entra al condensador unicamente cederá calor del vapor sobrecalentado y el calor latente de vaporización y no sufrirá ningún subenfriamiento.

Cantidad de agua que se usará para efectuar la condensación; el agua entrará a la temperatura de 68°F y saldrá a 92°F . $Q_{\text{cn}} = w_{\text{cn}} C_p (T_2 - T_1)$ de donde--
 $w_{\text{cn}} = (1292865.4 \text{ BTU/hr}) / (1 \text{ BTU/}^{\circ}\text{F lb})(92^{\circ}\text{F} - 68^{\circ}\text{F}) = 53870 \text{ lb/hr} = 6456 \text{ Gal/hr} \\ = 107.6 \text{ Gal/min}$

Trabajo ideal del compresor: Coeficiente de diseño = $\gamma = (h_c - h_b) / (h_d - h_c)$

$$\gamma = (617.8 - 150.94) / (742.7 - 617.8) = 3.8$$

Caballos de Fuerza Teóricos por Tonelada de Refrigeración = $4.713/\text{B}$

H.P por Ton. Stnd. de Refrigeración = $4.713/3.8 = 1.2402$

Kilowatts por Ton. Stnd. de Refrigeración = $3.514/\text{B} = 3.514/3.8 = 0.9247$

CALCULO DEL EQUIPO DEL SISTEMA PROPUESTO.

Para calcular el tanque de tratamiento de agua es necesario conocer la velocidad de asentamiento de las partículas que se forman al reaccionar los componentes químicos que se adicionan.

El compuesto químico más importante de los que se forman; es el Hidroxido Férrico, ya que por medio de dicho compuesto se asientan y precipitan las demás partículas. Para los cálculos se supondrá que las partículas de Hidroxido Férrico son de forma redonda y que tienen las siguientes características: Diámetro promedio $2.48 \times 10^{-2} \text{ mm} = 8.13 \times 10^{-5} \text{ ft}$; Densidad promedio 227.9 lb/ft^3 . Haciendo uso de la gráfica No. 1 y tomando como referencia la curva "C" para determinar la velocidad de asentamiento se tiene:

$$g = 32.2 \text{ ft/seg}^2; \rho = (\text{Densidad del agua}) = 62.43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = (\text{Viscosidad del agua}) = 6.72 \times 10^{-4} \text{ lb/ft-seg}$$

$$D = (\text{Diámetro de la partícula}) = 8.13 \times 10^{-5} \text{ ft}$$

$$\rho_s = (\text{Densidad de la partícula}) = 227.9 \text{ lb/ft}^3$$

$$C = f(\text{re})^2 = 4gD^3 \rho (\rho_s - \rho) / 3\mu^2 \quad (\text{ref. 21})$$

$$4gD^3 \rho (\rho_s - \rho) = 4 \times 32.2 \times (8.13)^3 (10^{-5})^3 \times 62.43 (227.9 - 62.43) = 714.87 \times 10^{-9}$$

$$3\mu^2 = (3)(6.72)^2 (10^{-4})^2 = 135.48 \times 10^{-8}$$

$$C = 714.87 \times 10^{-9} / 135.48 \times 10^{-8} = 5.276 \times 10^{-1}; \text{ de la gráfica } N_{Re} = 2.2 \times 10^{-2}$$

$$V = 2.2 \times 10^{-2} \mu / D \rho = (2.2)(6.72)(10^6) / (8.13)(62.43)(10^{-5})$$

$$V = 2.924 \times 10^{-3} \text{ ft/seg} = 10.52 \text{ ft/hr}$$

Entonces la velocidad máxima ascendente del agua será $V_a = 10.52 \text{ ft}^3/\text{hr}(\text{ft}^2)$ de esta velocidad se determina el área perpendicular del flujo del agua;

$$A_{Pf} = (\text{Área perpendicular de flujo}) = \text{Gasto volumétrico de Agua tratada sobre Velocidad máxima ascendente} = 501.26 \text{ ft}^3/\text{hr} \div 10.52 \text{ ft}^3/\text{hr}(\text{ft}^2)$$

$$= 47.65 \text{ ft}^2$$

Pero aproximaremos a 48 ft^2

Para el cálculo de la altura del tanque de tratamiento de agua se hace uso de la siguiente ecuación: $H = U_a T_r$ en donde $U_a = \frac{1}{2}$ de la velocidad máxima ascendente del agua tratada; T_r es el tiempo de retención del agua tratada en el tanque, generalmente este tiempo es de 1.5 a 2 horas; para nuestros calculos supondremos un tiempo de retención de 1.5 horas.

$$H = (10.52)(1.5)/2 = 7.89 \text{ ft}$$

Pero por razones de diseño consideraremos la altura del tanque de tratamiento en 9 ft.

En el tanque de tratamiento de agua las partículas siempre tienen que estar suspendidas y se tienen que poner a flotar por medio de agitadores; por lo tanto calcularemos la potencia de los agitadores.

La potencia de un agitador esta dada por la siguiente ecuación: (ref.13)

$P = \rho n^3 D^5 \phi / \epsilon_c$; en donde ϕ es un factor que se obtiene de ciertas gráficas y que esta en función de un número de Reynolds modificado N_{Re} modificado = $\phi n D^2 / \mu$; en donde ρ es la densidad del fluido; n es el número de revoluciones por segundo del agitador; D es el diámetro del agitador y μ es la viscosidad del fluido.

El agitador para el tanque de tratamiento de agua sera del tipo siguiente: Impulsor de paletas con cuatro aspas; el diámetro de las paletas será de 1.25 ft; ancho de las paletas 3.75 in; Velocidad 2 rps; μ del agua = 6.72×10^{-4} lb/ft-seg; ρ del agua = 62.43 lb/ft^3 .

$$N_{Re} \text{ modificado} = (2)(62.43)(1.25)^2 / 6.72 \times 10^{-4} = 2.9 \times 10^5$$

El valor obtenido en gráficas para este tipo de agitador es de $\phi = 1.05$ sustituyendo este valor en la ecuación anterior se tiene la potencia teórica requerida: $P_t = (1.05)(2)^3(1.25)^5(62.43)/32.2 = 49.7 \text{ ft-lb}$

Pero esta potencia tiene que ser modificada por las dimensiones y características del recipiente o tanque de tratamiento; siendo el factor de modificación igual a 2.094; entonces la potencia real sera la siguiente:

$$P_r = 2.094 P_t = 2.094 \times 49.7 = 104.07 \text{ ft-lb}$$

Usando 2 flechas con 4 agitadores cada una se tiene:

$$\text{Potencia Total} = \frac{(104.07)(8) \frac{\text{lb-ft}}{\text{min}}}{550 \frac{\text{lb-ft}}{\text{H.P}}} = 1.515 \text{ H.P.}$$

Entonces con 2 motores de (3/4) de H.P cada uno es suficiente.

Cálculo de los Filtros de Arena y de Carbón:

Para calcular estos equipos unicamente es esencial que el área perpendicular del lecho filtrante expuesta a la dirección del flujo del agua tratada, sea lo suficientemente grande como para poder admitir $2 \frac{\text{Gal}}{\text{min}(\text{ft}^2)}$

Cantidad de agua a filtrarse 3750 Gal/hr ó 62.50 Gal/min

$$\text{Superficie del medio filtrante} = \frac{62.50 \frac{\text{Gal}}{\text{min}}}{2 \frac{\text{Gal}}{\text{min}(\text{ft}^2)}} = 31.25 \text{ ft}^2$$

La superficie anterior se va a repartir en dos filtros de 15.625 ft^2 cada uno.

$$\text{Diametro del filtro} = (4 \times 15.625 / 3.1416)^{0.5} = 4.46 \text{ ft}$$

Pero se aproximara el diametro a 4.5 ft ó 54 in.

Los filtros deberan tener las siguientes capas de medio filtrante y de grava colocadas de arriba hacia abajo:

Capa No.	Altura	Pasan en mallas de abertura de:	Se retienen en mallas de abertura de:
Medio Filtrante	36 in	0.55mm	0.45mm
1	4 in	1/8 in	1/16 in
2	4 in	1/4 in	1/8 in
3	4 in	1/2 in	1/4 in
4	4 in	3/4 in	1/2 in
5	3 in	1 1/2	3/4 in.

Para los filtros de Carbón Activado se tienen las mismas capas de grava pero en lugar del medio filtrante, se coloca la capa de Carbón Activado.

Cálculo del deareador al Vacío.

Primeramente fijaremos el diámetro del deareador; por lo general estos equipos trabajan con un flujo de agua de 40 a 50 Gal/min por ft^2 de área de flujo. Pero en nuestro caso por razones de seguridad en el diseño de este equipo, tomaremos como base un flujo de 34.81 Gal/min(ft^2); 968.44 lbmol/hr(ft^2);

$$\text{Área de flujo} = \frac{1738.56 \text{ lbmol/hr}}{968.44 \text{ lbmol/hr}(\text{ft}^2)} = 1.7952 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro} = (4A/\pi)^{0.5} = (4 \times 1.7952 / 3.1416)^{0.5} = 1.512 \text{ ft}$$

Entonces aproximaremos a 1.5 ft el diámetro del deareador.

Como ya habíamos mencionado anteriormente, los deareadores al vacío están empacados con anillos Rasching, nosotros usaremos anillos de $(1\frac{1}{2}) \times (1\frac{1}{2})$ " para el diseño de este equipo y es la altura empacada la que vamos a calcular haciendo uso de nuestros conceptos de Transferencia de masa.

Primero **calcularemos** las Unidades de Transferencia de masa requeridas y en seguida la altura de la Unidad de **Transferencia** de masa.

Cálculo del Número de Unidades de Transferencia:

Del balance de materiales tenemos las cantidades que **van a entrar y salir** del proceso de deareación:

Cantidad de agua a **dearearse** 1738.56 lbmol

Aire en el agua a la entrada del deareador	0.772 lb	261.89×10^{-4} lbmol
Aire en el agua a la salida del deareador	0.041 lb	14.07×10^{-4} lbmol
Aire eliminado del agua	0.7305 lb	247.82×10^{-4} lbmol

Ahora calcularemos la cantidad de gases eliminados por la bomba de vacío:

$$P_{\text{aire}} = H_{\text{aire}} \chi \quad \chi = \text{frac. mol de aire disuelto en el agua}$$

$$P_{\text{aire}} = \text{presión parcial del aire.}$$

$$H_{\text{aire}} = \text{Constante de Henry} = 6.64 \times 10^4$$

Fracción mol del aire disuel. en el agua a la salida del deareador:

$$\begin{aligned} \chi &= (\text{lbmol de aire/lbmols totales}) = (14.07 \times 10^{-4}) / (1738.56) \\ &= 0.8092 \times 10^{-6} \text{ frac. mol.} \end{aligned}$$

Presión parcial del aire; $P_{\text{aire}} = H X = (6.64 \times 10^{*4})(0.3092 \times 10^{-6})$

$$P_{\text{aire}} = 5.374 \times 10^{-2} \text{ atm.}$$

Presión Total en el deareador = $P_{\text{aire}} + P_{\text{vapor}}$; $P_{\text{vapor}} \text{ a } 20^{\circ}\text{C} = 2.306 \times 10^{-2} \text{ atm}$

$$P_{\text{total}} = (5.374 + 2.306) \times 10^{-2} \text{ atm} = 0.0768 \text{ atm}$$

Fraciones mols en la fase gaseosa: $y_{\text{aire}} + y_{\text{vapor}} = 1$; $y_{\text{a}} = \frac{n_{\text{aire}}}{n_{\text{totales}}} = \frac{P_{\text{aire}}}{P_{\text{total}}}$

$$y_{\text{aire}} = (0.05374)/(0.07680) = 0.0699 \times 10 = 0.699$$

$$y_{\text{vapor}} = 1 - y_{\text{aire}} = 1 - 0.699 = 0.301$$

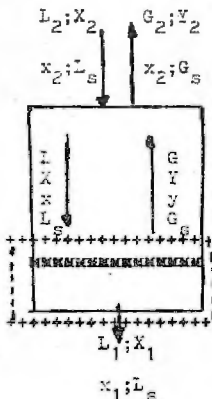
$$n_{\text{totales}} = (n_{\text{aire}})/(y_{\text{aire}}) = (247.82 \times 10^{-4})/(0.699) = 354.53 \times 10^{-4} \text{ lbmol.}$$

Cantidad de gases eliminados del sistema:

$$n_{\text{aire}} = 247.82 \times 10^{-4} \text{ lbmol} \quad 0.7305 \text{ lb}$$

$$n_{\text{vapor}} = 106.71 \times 10^{-4} \text{ lbmol} \quad 0.1920 \text{ lb}$$

$$n_{\text{totales}} = 354.53 \times 10^{-4} \text{ lbmol} \quad 0.9225 \text{ lb}$$



Efectuando un balance en la columna de deareación de las corrientes que entran y salen. El balance de materiales en la sección anotada nos da la siguiente relación:

$Lx = L_1x_1 + Gy$; suponiendo $\frac{L}{G}$ constante se obtiene la siguiente ecuación $y = (L/G)(x - x_1)$; que es la ecuación de la línea de operación. Pero nosotros usaremos convencionalmente relaciones molares.

$$Y = \frac{y}{1-y} ; X = \frac{x}{1-x} \quad (\text{esta relación la aproximaremos a } x)$$

$$L_g = L(1-x) = L = 1738.56 \text{ lbmol/hr}$$

$$G_g = G(1-y) = 354.53 \times 10^{-4}(1 - 0.699) = 106.71 \times 10^{-4}$$

Entonces nuestra línea de operación en terminos de relaciones molares:

$$Y = (L_g/G_g)(X - X_1) = (1738.56/106.53 \times 10^{-4})(X - X_1)$$

$$Y = 1.6292 (X - X_1)(10^{-4})$$

La curva de equilibrio esta dada por la siguiente ecuación:

P^o = Presión parcial del aire en el equilibrio ; x^o = fracc.mol en el agua del aire en equilibrio. y^o es la fracción mol del aire en el equilibrio, en la fase gaseosa.

$$P^o = H x^o ; y^o = \frac{P^o}{P_t} ; y^o = \frac{Hx^o}{P_t}$$

$$Y^o = \frac{y^o}{1-y^o} = (P^o/P_t)/(1 - P^o/P_t) = \frac{Hx^o/P_t}{1 - (Hx^o/P_t)}$$

$$Y^o = \frac{P^o}{P_t - P^o} = Hx^o/P_{\text{vapor}}$$

La ecuación de la línea de equilibrio en terminos de relaciones molares :

$$Y^o = (6.64 \times 10^4)/(0.02306) = 2.879 \times 10^6 X^o$$

Para obtener la relación entre la línea de operación y la línea de equilibrio, sabiendo que la fase líquida es la que ofrece mayor resistencia a la transferencia de masa y que la solución es diluida ; se tiene que el Número de Unidades de Transferencia de masa es dada por la siguiente ecuación: (ref, 20)

$$NTU = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dX}{X^o - X} = \int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{X - X^o} ; \text{ por ser la línea de operación y la línea de equilibrio, ambas líneas rectas}$$

la integración se puede efectuarse haciendose

varios arreglos dando como resultado de dicha integración el siguiente resultado: $NTU = \ln (X_2/X_1) ; X_2 = 15.06 \times 10^6 ; X_1 = 0.8092 \times 10^{-6}$

entonces el Número de Unidades de Transferencia = $\ln (15.06/0.8092)$

$$NTU = \ln (18.61) = 2.939$$

La ecuación para calcular el valor de la altura de la Unidad de transferencia es dada por la siguiente correlación: (ref.5)

$$H_{Ox} = 2.237 \times 10^{-7} \left(\frac{L^{2.077}}{D^2} \right)$$

En donde H_{Ox} es la Altura de la Unidad de Transferencia; D = diámetro de la columna de reacción y L = masa velocidad del líquido.

$$H_{Ox} = \frac{(2.237 \times 10^{-7})(1738.56)^{2.077}}{(1.5)^2}$$

$$H_{Ox} = 0.53374 \text{ ft.}$$

La altura del **empaquetamiento** en la columna de **deaireación** se tiene por la siguiente ecuación:

$$Z = (NUT)(H_{Ox}) = (2.939)(0.53374 \text{ ft}) = 1.5686 \text{ ft}$$

Entonces adoptando un margen de **seguridad** razonable, la altura del empaque en el Deareador el Vacío será de 3 ft.

Cálculo de la Bomba de Vacío:

Cantidad de gases eliminados del sistema = 354.53×10^{-4} lbmol/hr.

De la ecuación de los gases perfectos $PV = nRT$; obtenemos el volumen desalojado por la Bomba de Vacío.

$$V = nRT/P$$

$$P = 0.0768 \text{ atm}$$

$$n = 354.53 \times 10^{-4}$$

$$R = 0.7302 (\text{atm ft}^3 / (^\circ\text{R lbmol}))$$

$$T = (68^\circ\text{F} + 460) = 528^\circ\text{R}$$

$$V = \frac{(354.53)(0.7302)(528)}{(0.0768)} (10^{-4}) = 177.9 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$V = 2.965 \text{ ft}^3/\text{min} = 84.12 \text{ lt}/\text{min}$$

Ahora suponiendo de un ft (pie) de longitud la distancia desde el recipiente donde se desalojan los gases (aire y vapor de agua); es decir desde la parte superior de la columna **empacada** a la salida de los gases, entonces el ducto será de 1.5 ft de diámetro con un ft de longitud, ahora suponiendo que la caída de presión esta dada por la siguiente ecuación: (ref.22)

$$(P_1 - P_2) = \frac{S_p \mu}{D^4} (P_2/P_{av})$$

S_p = Velocidad de Bombeo $\text{ft}^3/\text{min} = 2.965$

$\mu = 1.538 \times 10^{-4}$ poise

$L = 1 \text{ ft}$

D = Diámetro en pulgadas (in) = 18 in

$$(P_1 - P_2) = \frac{(2.965)(1)(1.538 \times 10^{-4})}{(1.049)(10)^5} (P_2/P_{av})$$

$$(P_1 - P_2) = 4.345 \times 10^{-9} (P_2/P_{av}); \text{ si } (P_2/P_{av}) = 0.9$$

$$(P_1 - P_2) = 3.91 \times 10^{-9} \text{ torr.}$$

Entonces podemos suponer que la **caída** de presión es nula en esa porción.

La caída de presión entre la salida del deareador y la entrada a la Bomba de vacío, se obtiene de manera semejante al caso anterior; entonces supondremos una distancia de 8 ft(pies), desde la salida de los gases del deareador a la entrada de la bomba y usaremos un tubo con una pulgada de diámetro y haciendo uso de la **ecuación** anterior se tiene: $\mu = 1.538 \times 10^{-4}$ poises ;
 $L = 8$ ft ; $S_p = 2.965$ ft³/min ; $P_2/P_{av} = 0.9$; $D = 1$ in

$$(P_1 - P_2) = \frac{(2.965)(8)(1.538)(10^{-4})}{(1)^4} (0.9) = 32.83 \times 10^{-4} \text{ torr}$$

Aquí también se puede decir que la caída de presión es nula.

Entonces las especificaciones para la Bomba de Vacío son las siguientes:

Temperatura de operación = 20°C ó 68°F

Presión de trabajo = 58.36 torr (mmHg)

Gasto volúmetrico = 2.965 ft³/min.

Cálculo del equipo del sistema de refrigeración:

Cálculo del condensador.

Para el cálculo del condensador del sistema de refrigeración se tomarán en cuenta las siguientes consideraciones: flujo a contracorriente en el lado de los tubos; tendrá 12 pasos; Tubos horizontales. Matriz geométrica de la transferencia de calor, arreglo triangular; tubo de 5/8 de pulgada de diámetro exterior, calibre 16BWG; Material Bronce Naval ó Metal Admiralty $k = 8$, BTU/hr ft² (°F); espaciamiento entre tubos 1.25 Diam. Ext.

Se usará la siguiente ecuación para el cálculo del coeficiente total de transferencia de calor: (ve. 24)

$$U_o = \frac{1}{\left(\frac{1}{h_{od}}\right) + \left(\frac{1}{h_o}\right) + \left(\frac{D_o x_w}{D_i k}\right) + \left(\frac{D_o}{D_i h_i}\right) + \left(\frac{D_o}{D_i h_{id}}\right)}$$

Los coeficientes de incrustación y ensuciamiento (h_{id}) y (h_{od}) son supuestos o conocidos a través de valores en tablas de diferentes condiciones de flujo y en este caso; para agua y el refrigerante (Amoníaco). La resistencia de la pared metálica es otro de los valores conocidos de la ecuación anterior.

El coeficiente individual en el lado exterior de los tubos, se hará mediante ciertas correcciones; ya que primeramente entra al condensador vapor sobrecalentado y por lo tanto habrá que eliminar el calor de sobrecalentamiento y después se efectúa la condensación. Entonces el coeficiente h_o está afectado por los dos mecanismos mediante los cuales se lleva a cabo la condensación total. Por lo tanto el coeficiente individual del lado exterior de los tubos será una correlación de los coeficientes individuales de la etapa de condensación y de la etapa de eliminación del calor de sobrecalentamiento - esta correlación es la siguiente: (ref.13)

$$h_o = \frac{1}{\left(\frac{Q_{sc}}{Q_{cn}}\right) \left(\frac{1}{h_{sc}}\right) + \left(\frac{1}{h_{cn}}\right)}$$

h_{sc} = coef. individual de trans. de calor en la etapa de eliminación de calor de sobrecalentamiento, h_{cn} = coef. individual de trans. de calor en la etapa de condensación, Q_{sc} = calor de sobrecalentamiento, Q_{cn} = calor latente de condensación, hay que tener en cuenta que los coeficientes de la etapa de sobrecalentamiento y de condensación se obtienen de las siguientes ecuaciones:

$$\left(\frac{h_{sc} D}{k}\right) = 0.33 \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{0.33} (DG_{max}/\mu)^{0.6} ; h_{cn} = 0.95 \left(k_f^3 \rho_f^2 \mu_f L / \mu_f W\right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{(ref.14)} \quad \text{(ref.17)}$$

Las unidades de cada una de las literales es conocido y tienen que ser consistentes.

h_{sc} se calculará a la temperatura media logarítmica entre la temperatura de entrada del gas sobrecalentado y la temperatura de condensación.

$t_e = 203.4^\circ\text{F}$; $T_{cn} = 96.34^\circ\text{F}$; $t_{m1} = 166.2^\circ\text{F}$; Las propiedades físicas y de transporte del Amoníaco a 166.2°F y 200 psia:

$$\mu = 0.02869 \text{ lb/hr ft} ; k = 0.0175 \text{ BTU/hr ft}^2(^{\circ}\text{F/ft}) ; \rho = 0.5543 \text{ lb/ft}^3$$

$C_p = 0.6702 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F}$ Supondremos una velocidad del gas de 55 ft/seg ;

$$G_{max} = V \rho = (0.5543)(55) = 50.48 \text{ lb/seg ft}^2 = 1.09723 \times 10^5 \text{ lb/hr ft}^2.$$

$$\frac{D}{k} h_{sc} = 0.33 \left(\frac{0.6702 \times 0.02869}{0.0175} \right)^{0.33} \left(\frac{0.052 \times 1.09723 \times 10^5}{0.02869} \right)^{0.6}$$

$$h_{sc} = 0.33 (1.1155)^{0.33} (1.938 \times 10^5) (0.21/0.625)$$

$$h_{sc} = 173.62 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Para el cálculo de h_1 ; se tomarán en la temperatura promedio entre 63°F y 92°F , las propiedades físicas y de transporte del agua; donde $t_w = 80^\circ\text{F}$
 $C_p = .1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$; $k = 0.351 \text{ BTU/hr ft}^2(^\circ\text{F/ft})$; $\mu = 2.08 \text{ lb/hr-ft}$
 $\rho = 62.21 \text{ lb/ft}^3$, ahora suponiendo una velocidad promedio de 5 ft/seg en el interior de los tubos; $G = V \rho = (5)(62.21) = 311 \text{ lb/ft}^2\text{seg} = 1.12 \times 10^6 \text{ lb/hr ft}^2$ ahora conociendo la masa velocidad, podemos conocer el número de tubos por paso. Del balance de energía el agua necesaria para efectuar la condensación es de 53870 lb/hr ; $G = (w/S)$; el área total requerida es igual a $S = w/G$; $S = (53870/(1.12 \times 10^6)) = 0.0481 \text{ ft}^2 = 6.9264 \text{ in}^2$; el área de flujo por tubo es de 0.1924 in^2 ; y el número de tubos por paso = $(6.9264/0.1924) = 36$ tubos. Entonces el coeficiente individual en el interior de los tubos es:

$$(D_1 h_1 / k) = 0.023(1 \times 2.08 / 0.351)^{0.4} (0.495 \times 1.12 \times 10^6 / 2.08 \times 12)^{0.8}$$

$$(D_1 h_1 / k) = 0.023(5.92)^{0.4} (22176.7)^{0.8} = 140.58$$

$$h_1 = (140.58)(0.351 \times 12 / 0.495) = 1197.7 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Las propiedades físicas y de transporte para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en la etapa de condensación será de acuerdo con la siguiente relación; $t_f = t_{st} - 0.75(t_{st} - t_w)$; en donde t_{st} = temperatura de saturación; t_f = temperatura de la película del condensado; t_w = temperatura de la pared metálica. Si tomamos a t_w como 92°F :

$$t_f = 96.34 - 0.75(96.34 - 92) = 93^\circ\text{F}$$

Las propiedades del H_2O

entonces a esta temperatura se tienen: $\rho_f = 36.8 \text{ lb/ft}^3$; $k_f = 0.29 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}}$

$\mu_f = 0.1846 \text{ lb/hr-ft}$; por lo tanto; $k_f^3 = 0.0243$; $\rho_f^2 = 1354.24$; $G = 4.17 \times 10^8$

$$h_{cn} = 0.95(2.4369 \times 13.5424 \times 4.17 \times 10^9 / 1.846)^{0.33} (L/W)^{0.33}$$

$$h_{cn} = 0.95 \times 10^{0.33} (74.6093)^{0.33} (L/W)^{0.33} = 4008.25 (L/W)^{0.33}$$

L es la longitud del tubo ; W es la cantidad de refrigerante que condensa por tubo, en cada paso. Suponiendo $L = 7.2$ ft ; y del balance de energía la cantidad de refrigerante que recircula es de 2184.78 lb/hr ; entonces la cantidad de refrigerante que condensa por tubo es ; $W = 2184.78/36$; y la relación $(L/W) = (7.2 \times 36)/(2184.78) = 0.1186$; por lo tanto el coeficiente individual de transferencia de calor en la etapa de condensación es:

$$h_{cn} = (4000.25)(0.1186)^{0.33} = 1966.5 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Conociendo el valor de h_{cn} ya podemos calcular el coeficiente individual de transferencia de calor en el lado exterior de los tubos:

$$Q_{sc} = 110.7 \text{ BTU/lb} ; Q_{cn} = 591.76 \text{ BTU/lb} ; h_{sc} = 173.62 ; h_{cn} = 1966.5$$

$$h_o = \frac{1}{(110.7/591.76)(1/173.62) + (1/1966.5)} = 631.44 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Ahora conociendo todos los valores de las coeficientes individuales, podemos calcular el Coeficiente Total de transferencia de calor, basandonos en el área exterior de los tubos: $(1/h_o) = 0.0015836$; $(1/h_{od}) = 0.001$ (de tablas) $(D_o/D_i h_i) = 0.0010542$; $(D_o/D_i h_{id}) = 0.0012626$ (de tablas) y finalmente la resistencia de la pared metálica $R_w = 0.0001012$ (calculada).

$$U_o = 1/(0.0015836 + 0.001 + 0.0001012 + 0.0012626 + 0.0001012)$$

$$U_o = 1/(0.0030016) ; U_o = 199.94 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Ahora calcularemos la media logarítmica de la caída de temperatura, la calcularemos a la temperatura de condensación y a la temperatura de entrada y salida del agua. $t_{cn} = 96.34$ $^\circ\text{F}$; $t_1 = 68$ $^\circ\text{F}$; $t_2 = 92$ $^\circ\text{F}$; $\Delta T_2 = 96.34 - 68 = 28.34$ $^\circ\text{F}$; $\Delta T_1 = 96.34 - 92 = 4.34$ $^\circ\text{F}$.

$$\Delta T_L = (\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln(\Delta T_2 / \Delta T_1) = (28.34 - 4.34) / \ln(28.34 / 4.34)$$

$$\Delta T_L = 24 / \ln(6.53) = 24 / 1.876 = 12.79$$

Ahora calcularemos el área total para efectuar la transferencia de calor;

$$A_T = \frac{Q_{cn}}{U_o \Delta T_L} ; Q_{cn} = 1292865 \text{ BTU/hr} ; U_o = 199.94 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$\Delta T_L = 12.79^\circ\text{F}$. Entonces el área total es:

$$A_T = \frac{1292865}{(12.79)(199.94)} = (1292865/2557.32) = 505.5 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{tubo}} = 505.5 / (12 \times 36) = (505.5) / 432 = 1.1701 \text{ ft}^2$$

$$\text{Longitud calculada} = (1.1701 / (0.1656)) = 7.15 \text{ ft}$$

Que es aproximadamente igual a la supuesta por nosotros de 7.2 ft.

Nuestro condensador será de 432 tubos ; 12 pasos ; longitud por tubo 7.2 ft ;
Área 505.8 ft² ; Diámetro de la concha 17.68 in.

Cálculo del evaporador.

El evaporador será del tipo instantáneo, de doble tubo. Tubo exterior de 1",
Tubo interior 5/8 de in. Cal. tubo exterior 16 B.G. Calibre tubo interior
16 B.G. El flujo del agua será por el conducto anular; y el flujo del refri-
gerante será por el tubo interior.

Las propiedades físicas y de transporte se tomarán a la temperatura media -
logarítmica de las temperaturas de entrada y salida del agua del enfriador,
 $T_1 = 68^\circ\text{F}$; $T_2 = 34^\circ\text{F}$; $T_m = (68-34)/\ln(68/34) = 34/\ln 2$; $T_m = 49.17^\circ\text{F}$.

a esta temperatura las propiedades son:

$$C_p = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F} ; \rho = 62.38 \text{ lb/ft}^3 ; \mu = 3.21 \text{ lb/ft hr} ; k = 0.332 \text{ BTU/hr ft } ^\circ\text{F}$$

Suponiendo que el agua fluye a una velocidad media de 1.25 ft. El área de -
flujo en la sección anular es de 0.2089 in².

$$G = V \rho = 1.25 \times 62.38 = 77.975 \text{ lb/ft}^2 \text{ seg} = 2.8071 \times 10^5 \text{ lb/ft}^2 \text{ hr.}$$

Número de tubos ; $G = w/S$ de donde $S = w/G$; flujo en masa del agua que se
esta enfriando = 28164.75 lb/hr. $S = (2.816475 \times 10^4) / (2.8071 \times 10^5) = 1.003 \text{ ft}^2/10$

$$S = 14.448 \text{ in}^2 ; \text{ El número de tubos es } N_{\text{tubos}} = S/A_{\text{tubo}}$$

$$N_t = (14.448) / (0.2089) = 69.1622 \text{ Tubos pero aproximaremos a 70 tubos.}$$

La masa velocidad será ahora $G = (28164.75 / (70 \times 0.2089)) = 227485.22 \text{ lb/hr ft}^2$

$N_{Re} = (DG/\mu) = (0.0154 \times 22748.2 / 3.211) = 1091$; por lo tanto se deduce que -- el flujo es laminar. Para flujo laminar en ductos concéntricos o anulares -- el coeficiente individual de transmisión de calor esta dado por la siguiente ecuación: ^(ref. 14) $(h_o D_b / k_b) = (D_2 / D_1)^{0.8} (w C_p / k L)_b^{0.45} (N_{Gr})^{0.05}$; en donde N_{Gr} es el número de Grashof ; $N_{Gr} = \beta \Delta T D_b^3 \rho_b^2 g / \mu_b^2$; ΔT es la diferencia de temperatura entre la superficie metálica y el fluido = $15^\circ F$ (supuesta) ; D_b es el diámetro equivalente = 1.54×10^{-2} ft ; ρ_b es la densidad del fluido = 62.38 lb/ft³ ; g es la aceleración terrestre = 4.17×10^8 ft/hr² ; μ_b es la viscosidad del fluido = 3.211 lb/ft hr ; C_p es calor específico del fluido = 1 BTU/lb^oF ; k_b = conductividad térmica del fluido = 0.332 BTU/hr ft ^oF ; L es la longitud del tubo = 6 ft ; w es el flujo en masa por tubo = $28164.75/70 = 402.35$ lb/hr ; β es el coeficiente de expansión térmica calculado entre las temperaturas de $68^\circ F$ y $34^\circ F = 4.828 \times 10^{-5} (1/^\circ F)$.

$$(D_2/D_1) = (0.810/0.625) = 1.296 ; (w C_p / k L)_b = (402.3 \times 1 / 0.332 \times 6) = 202$$

$$N_{Gr} = (4.828 \times 10^{-5})(15)(1.54 \times 10^{-2})(62.38)^2(4.17 \times 10^8)/(3.211)^2 = 416.27$$

$$(h_o D_b / k_b) = (1.296)^{0.8} (202)^{0.45} (416.27)^{0.05}$$

$$= (1.2304)(10.9)(1.38) = 18.5075$$

$$h_o = (18.5075)(0.332)(0.0154) = 399 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ F}$$

El coeficiente individual de transmisión de calor en el interior del tubo donde se esta evaporando el Amoníaco esta dado por la siguiente ecuación: ^(ref. 14)

$$h_1 = 0.62 \left[\frac{g h k_v \rho_v (\rho_l - \rho_v)}{D \mu_v \Delta T} \right]^{1/4} \quad \text{Para el Amoníaco--}$$

las propiedades físicas y de

transporte se tomaran a la temperatura media entre $10^\circ F$ y $-57^\circ F$;

g es la aceleración terrestre = 4.17×10^8 ; k_v es la conductividad térmica del vapor = 0.0119 BTU/ hr ft ^oF ; h = calor latente de evaporación ; ρ_v es la densidad del vapor = 0.1236 lb/ft³ ; ρ_l es la densidad del Amoníaco líquido ; = 41.118 lb/ft³ ; D es el diámetro interior del tubo = 0.04125 ft ;

μ_v es la viscosidad del vapor = 0.0213 lb/(ft hr) ; ΔT es la diferencia de temperatura entre la superficie metálica y al fluido = 16°F (supuesta).

$$h_i = 0.62 \left[\frac{(4.17 \times 10^8)(569.2)(1.19 \times 10^{-2})^3(0.1226)(41.11 - 0.1226)}{(0.04125)(2.13 \times 10^{-2})(16)} \right]^{1/4}$$

$$h_i = 0.62 (143,604,696)^{1/4} = 0.62 (109.462)$$

$$h_i = 67.86 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$h_{di} = 1000 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) ; 1/h_{di} = 0.001 ; D_o/D_i h_{di} = 0.0012626$$

$h_{do} = 1000 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) ; 1/h_{do} = 0.001 ;$ la resistencia de la pared metálica, en este caso para acero inoxidable, $R_w = 0.0006924$.

$$h_o = 399 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) ; 1/h_o = 0.0025062 ; h_i = 67.86 \text{ BTU}/(\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}) ;$$

$$1/h_i = 0.0147362 ; D_o/D_i h_i = 0.0186059.$$

$$U_o = \frac{1}{(1/h_o + D_o/D_i h_i + R_w + 1/h_{do} + D_o/D_i h_{di})}$$

$$U_o = 1/(0.0025062 + 0.0186059 + 0.0006924 + 0.001 + 0.0012626)$$

$$U_o = 1/(0.0240671) = 41.55 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

La media logarítmica de la diferencia de temperaturas la calcularemos de las siguientes temperaturas: $T_1 =$ temperatura de entrada del agua = 68°F ; $T_2 =$

temperatura de salida del agua 34°F ; $t_1 = -0.57^\circ\text{F}$; $t_2 = 10^\circ\text{F}$;

$$\Delta T_1 = (68) - (-0.57) = 68.57^\circ\text{F} ; \Delta T_2 = (34) - (10) = 24^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_L = (\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln(\Delta T_1 / \Delta T_2) = (68.57) - (24) / \ln(68.57/24) = 44.57 / \ln 2.857$$

$$\Delta T_L = 44.57 / 1.0497 = 42.46^\circ\text{F}.$$

Ahora del balance de energía del sistema de refrigeración, $Q_{\text{ENRE}} = 1020000 \text{ BTU/hr}$

$$Q_{\text{ENRE}} = U_o A \Delta T_L ; A = Q_{\text{ENRE}} / U_o \Delta T_L ; A = (85)(12000) / (41.55)(42.46)$$

$$A = (1020000) / (1765.8) = 577.6 \text{ ft}^2 .$$

Entonces el área requerida para el evaporador ; 577.6 ft²

Número de hileras por cada paso de 70 tubos ; $M =$ área por cada paso de 70

$$\text{tubos, } N = (70 \times 6 \times 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 82.152 \text{ ft}^2 \quad 107$$

$$N = \text{número de hileras} = (577.6 \text{ ft}^2 / 82.152 \text{ ft}^2) = 8.4$$

Pero aproximaremos a 7 Hileras.

$$\text{Area requerida} = (9) (82.152) = 577.4 \text{ ft}^2.$$

Cálculo del compresor.

Cantidad de refrigerante recirculado: 2184.78 lb/hr ó 36.413 lb/min.

Volumén específico a las condiciones de entrada del compresor (30 psia y 10°F)

$$V_g = 9.236 \text{ ft}^3/\text{lb}; \text{ Volumén/min} = 36.413 \times 9.236 = 336.31 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Este es por lo tanto el volumén teórico; el volumén real será el volumén teórico V_t dividido entre la eficiencia volumétrica por la eficiencia térmica,

Eficiencia volumétrica debida al claro : (ref.23)

$e_c = 1 + m - m(P_2/P_1)^{1/1.28}$ en donde m es el % del claro; P_2 es la presión de descarga; P_1 es la presión de succión.

$$P_2/P_1 = 200/30 = 6.666; (P_2/P_1)^{0.7812} = (6.666)^{0.7812} = 4.401$$

el claro lo supondremos del 2% por lo tanto la eficiencia volumétrica es:

$$e_c = 1 + 0.02 - 0.02(4.41) = 1.02 - 0.088 = 0.9320$$

La eficiencia térmica volumétrica es igual a $1 - (t_d - t_s)/1330$ (ref. 23)

$e_s = 1 - (t_d - t_s)/1330$; t_d = temperatura de descarga = 263.6°F; t_s = temperatura de succión = 10°F. $e_s = 1 - (263.6 - 10)/1330 = 1 - 253.6/1330$

$$e_s = 0.8094; e_c e_s = (0.8094)(0.9320) = 0.7543.$$

$$V_r = V_t / e_c e_s = (336.31 / 0.7543) = 445.85 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Si tomamos L como la longitud de la carrera del pistón; D como el diámetro del pistón; y la relación $L/D = 1$, y ahora considerando que se usará un compresor de dos pistones y que tendrá un motor de 450 RPM.

$$V_{des} = (\pi D^2 / 4)(L)(2)(450/\text{min}) = 706.86 D^2 L/\text{min}; \text{ como } D=L \text{ en donde } L \text{ y } D \text{ se dan en pies (ft)} \quad V_{des} = 706.86 D^3/\text{min} = 445.85 \frac{\text{ft cub}}{\text{min}}$$

$$D^3 = 445.85/706.86 = 0.6307 \text{ ft}^3; D = (0.6307)^{1/3}$$

$$D = 0.85758 \text{ ft}; D = 10.29 \text{ in.}$$

Entonces se usará un compresor de dos pistones de $10'' \times 10''$; con 490 EPM.

Potencia que consumira el compresor.

$H.P._t / \text{Tons. de Ref.} = 1.2402$; $H.P._t = 1.2402 \times \text{Tons. de Ref.}$

$H.P._t = (1.2402)(85 \text{ Tons de Ref.}) = 105.417$; pero como ya habiamos

calculado la eficiencia volumétrica y esta la vamos a considerar para calcular los Caballos de Fuerza reales que se necesitan:

$H.P. (\text{reales}) = (105.417)/(0.932) = 113.1$

Aproximando a 115 E.P. es suficiente un motor de esta potencia.

Cálculo del Carbonatador o Torre de Carbonatación.

El método para absorber bióxido de carbono en agua, será el de pulverizar - agua fría en una atmósfera de bióxido de carbono a una presión de trabajo - determinada; entonces el objetivo de nuestro cálculo será el de poder determinar la distancia que deberá recorrer esta agua pulverizada en la torre de carbonatación. Como ya habiamos calculado en el capítulo de Balance de Materiales y Energía, que la cantidad de CO_2 que debe tener el agua al salir -- del carbonatador será de 6 volúmenes.

Partiendo de la definición de volúmen de carbonatación ; que a la temperatura de 60°F y Una atmósfera de presión el agua absorbera 1 volúmen de CO_2 ; y en estas condiciones 2 volúmen de agua determinado absorbera un volúmen - equivalente al del CO_2 (es decir 1000 cc de agua absorberan 1000 cc de CO_2 gaseoso). Como esta absorción esta condicionada por la ley de Henry se -- tiene que: $P = H X$; en donde P es la presión y X la fracc.mol del CO_2 en - el agua. A una temperatura de 60°F (15.5°C) $H = 1.24 \times 10^3$ fracc.mol/atm ; en - tonces para un volúmen de gas absorbido la concentración de este en el agua será : $X = P/H = 10^{-3}/1.24 = 8.064 \times 10^{-4}$ fracc.mol.

Si tenemos que $X = (n_{\text{CO}_2}/n_t) = \{n_{\text{CO}_2}\} / (n_{\text{CO}_2} + M_{\text{agua}})$; ahora bien conocemos

la cantidad de agua que vamos a carbonatar y conocemos la fracc.mol de CO_2

entonces podemos conocer la cantidad de gas que se absorbera por cada volúmen

de carbonatación. $n_{CO_2} = (n_{agua})(X/1-X)$

$$n_{CO_2} = (1564.65)(8.064 \times 10^{-4}) / (1 - 0.0008) = 1.2628 \frac{\text{lbmol}}{\text{vol hr}}$$

Para 6 volúmenes de carbonatación $n_{CO_2} = 6 \times 1.2628 = 7.576 \text{ lbmol/hr}$

La presión de equilibrio para que el agua absorba 6 volúmenes de CO_2 es decir 7.576 lbmol, a una temperatura de $34^\circ F$ ($1.1^\circ C$) por la ley de Henry se tiene

$$P = H X; H = 7.576 \times 10^2 \text{ y } X = (7.576) / (1564.65 + 7.576)$$

entonces el valor de $X = 4.819 \times 10^{-3}$ fracc.mol de CO_2 disuelto en el agua.

$$P = (7.576 \times 10^2)(4.819 \times 10^{-3}) = 3.65 \text{ atm}$$

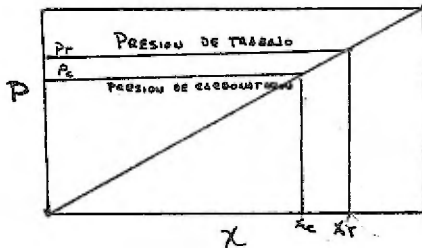
ahora considerando que el agua contiene 1% de sólidos y que la carbonatación alcanzada en este sentido es de 0.995 por cada volumen teórico, entonces la presión que se tiene que dar en el equilibrio será:

$$P^0 = 3.65 / 0.995 = 3.67 \text{ atmósferas.}$$

Por ser este método de absorción del CO_2 en agua un caso especial de transferencia de masa, en donde se supone que la atmósfera de CO_2 permanece a presión constante y por lo tanto su composición no varía. Entonces bajo estas circunstancias el Número de Unidades de Transferencia será dado por la siguiente ecuación:

$$NUT(\text{Número de Unidades de Transferencia}) = \ln \frac{P_T}{(P_T - P_C)} \quad (\text{ver } 2.8)$$

en donde P_T es la presión de trabajo a la cual va estar el carbonatador; y P_C es la presión calculada por la ley de Henry a la cual se va obtener la carbonatación deseada. (Ver la siguiente Figura).



Ahora fijando la presión de trabajo del carbonatador, que en nuestro caso - será de 4 atmósferas; entonces sustituyendo en la ecuación anterior tenemos:

$$NUT = \ln(4)/(4 - 3.67) = \ln(4)/(0.33) = \ln(12.12)$$

$$NUT = 2.495$$

Para el cálculo de la Altura de la Unidad de Transferencia heremos uso de la siguiente ecuación:

$$HUT = \frac{G_{Mx}}{k_x a}$$

en donde G_{Mx} es la masa velocidad molar del agua en la torre de carbonatación, $k_x a$ es el coeficiente de absorción de la película líquida.

Parapulverizar el agua se usaran 8 pulverizadores los cuales descargarán - cada uno 1 Gal/(min)(ft²), entonces calcularemos el área necesaria para que nosotros alimentemos 1564.7 lbmol de agua por hora:

$$G_{Mx} = 8 \text{ Gal}/(\text{min})(\text{ft}^2) = (8)(60)(8.33)/(18) = 222.13 \text{ lbmol}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$$

$$\text{Area perpendicular de flujo} = (1564.7)/(222.13) = 7.04 \text{ ft}^2$$

$$D = (4A/\pi)^{0.5} = (4 \times 7.04 / 3.1416)^{0.5} = (8.963)^{0.5} = 2.99 \text{ ft}$$

Entonces aproximaremos a 3 ft el diámetro.

El coeficiente volumétrico de absorción será calculado de la siguiente ecuación:

$$k_x a = (574 \sqrt{u_0/D_p} - 17 L D^{-1.75} \times 10^5) \quad (\text{ref. 8})$$

En donde u_0 = velocidad inicial de la partícula pulverizada = 70 ft/seg ;

D_p = diámetro de la partícula pulverizada en micras = 600 micras (promedio)

L es igual a la distancia a la cual se extiende el abanico o cono de pulverización = 2 ft

$$k_x a = 574 \sqrt{70/600} - 17 \times 2 \times 600^{-1.75} \times 10^5$$

$$= 574 \times 0.34 - 34 \times 1.375 = 195.16 - 46.75$$

$$= 148.41 \text{ lbmol}/\text{hr ft}^2 (\text{fracc.mol})$$

Entonces la Altura de la Unidad de Transferencia es : (ref. 24)

$$HUT = (222.13)/(148.41) = 1.496 \text{ ft}$$

La distancia que debe recorrer el agua pulverizada en la torre de carbonatación será:

$$Z_m = (NUT)(HUT) = 2.495 \times 1.496 = 3.73 \text{ ft}$$

Entonces con un recorrido de 5 ft es suficiente.

Cálculo de la bomba que alimentará el tanque de tratamiento (B1 en el diagrama de flujo):

Cantidad de agua a tratarse 3750 Gal/hr ; 501.322 ft³/hr ; 31293.75 lb/hr.

Por medio de la siguiente ecuación encontraremos el diámetro aproximado del tubo para el flujo de agua antes mencionado. (ref. 24):

$$D_e = (0.98 w^{0.45}) / (e^{0.31})(10) \quad \text{en donde } D_e \text{ es el diámetro interior del tubo en pulgadas.}$$

w es el flujo en masa en lb/hr ; p es la densidad del fluido en lb/ft³.

$$w = 31293.75 \text{ lb/hr ; } e = 62.43 \text{ lb/ft}^3$$

$$D_e = (0.98 \times 31293.75^{0.45}) / (62.43^{0.31} \times 10)$$

$$D_e = (0.098 \times 105.43) / (3.6022) = 10.3321 / 3.6022 = 2.868 \text{ in}$$

Para tubo de acero Ced 40 el diámetro más próximo es de 3 in que tiene las siguientes características : Diámetro nominal 3 in ; $D_o = 3.5 \text{ in}$;

$$D_i = 3.068 \text{ in ; área seccional} = 0.0513 \text{ ft}^2 .$$

$$N_{Re} = \bar{V} D / \mu \quad ; \quad D = 3.068 / 12 = 0.2557 \text{ ft} \quad ; \quad e = 62.43 \text{ lb/ft}^3 \quad ; \quad \mu = 6.72 \frac{\text{lb}}{\text{ft seg}} \times 10^{-4}$$

$$\bar{V} = (501.32) / (3600 \times 0.0513) = 2.714 \text{ ft/seg} .$$

$$N_{Re} = (0.2557 \times 2.714 \times 62.43) / (6.72 \times 10^{-4}) = 6.44 \times 10^4$$

para tubo de acero $k/D = 0.00015 / 0.2557 = 0.000586$; de gráficas se toma el valor de $f = 0.00575$.

Aplicando el teorema de Bernoulli: (ref. 24):

$$P_a / e + (g/g_c) Z_a + \bar{V}_a^2 / 2g_c e - W_s \eta = P_b / p + (g/g_c) Z_b + \bar{V}_b^2 / 2g_c e + H_f$$

Para este caso tendremos una altura de succión de 12 ft y se elevara a 9 ft

el agua, esto es a que se supone que el agua se extrae de un deposito o -
almacen subterráneo y que se eleva hasta la parte superior del tanque de -
tratamiento. Entonces $Z_a = 12 \text{ ft}$; $Z_b = 9 \text{ ft}$; P_a y P_b son iguales es decir
se succiona a la misma presión que la de descarga, el termino de energía ci-
nética lo supondremos unicamente en la parte de la descarga. Las pérdidas -
por fricción serán tomadas en cuenta de que tendremos una distancia total-
de extremo a extremo de la tubería de 60 ft y que terminos de longitud equi-
valentes serán de accesorios en la línea y son estimadas en 130 ft.

$$\frac{V_b^2}{2ag_c} = (2.714)^2 / 2 \times 0.925 \times 31.7 = 7.365 / 59.514 = 0.1237 \text{ lbft/lb} = E_{c2}$$

Las pérdidas por fricción $E_f = 4f(L/D)(\bar{V}^2 / 2 g_c)$; $L = 190 \text{ ft}$

$$H_f = (4)(0.000575)(190/).2557)(0.1237) = 2.1153 \text{ lbft/lb}$$

Entonces el trabajo requerido para efectuar el bombeo será:

$$\begin{aligned} -W_g h &= (Z_a + Z_b) + H_f + E_{c2} = (9+12) + 2.115 + 0.1237 \\ &= 23.239 \text{ lbft/lb} \end{aligned}$$

suponiendo una eficiencia del 60% del trabajo efectuado por la bomba el tra-
bajo real será:

$$-W_g = (23.239) / 0.60 = 38.731 \text{ lbft/lb}$$

La potencia del motor será: (ref.24)

$$\text{Pot} = (521.625)(38.731) / (33000) = 0.612214 \text{ H.P}$$

Por lo tanto una bomba de 3/4 de H.P de 3"x3" es suficiente.

Cálculo de la bomba que alimentará a los filtros de arena, de carbón activa
do y al deareador al vacío. (B2 del diagrama de flujo)

Para calcular la potencia de la bomba antes mencionada, tenemos que conocer
la caída de presión que producen los filtros de arena y de carbón; como ya
se había expuesto en capitulos anteriores, en los principios de filtración;
aquí calcularemos la caída de presión cuando el filtro esta casi a punto de
taparse y que sería en este caso una operación crítica.

Por lo general cuando los filtros empiezan a taparse, los poros en el medio

filtrante se reducen a un valor aproximado de 125 micras (0.125 mm), entonces este valor se toma como el diámetro que tienen las partículas del lecho filtrante para calcular la caída de presión en los filtros de arena.

$$\text{(ref.19)} \quad \frac{h}{d} = (K T F V S^2) / D_s^2 \quad K = (5/32.2) = 0.1552 ; S = 6.47$$

$$\bar{V} = 4.42 \times 10^{-3} \text{ ft/seg} ; d = 3.5 \text{ ft}$$

$$T = (\mu/\rho) = 1.076 \times 10^{-5} ; F = (1 - P_r)^2 / (P_r)^3 = (1 - 0.43)^2 / (0.43)^3$$

$$F = 4.0864 ; D_s = 0.125 \text{ mm} = 4.098 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

$$\frac{h}{d} = (0.1552)(1.076 \times 10^{-5})(4.0864)(4.42 \times 10^{-3})(41.8609) / D_s^2$$

$$h = (126.262 \times 10^{-8})(3.5) / D_s^2 = 441.92 \times 10^{-8} / D_s^2$$

$$h = 441.92 \times 10^{-8} / 16.7936 \times 10^{-8} = 26.315 \text{ ft (De una columna hidrog}$$

tática de agua)

La caída de presión será entonces $\Delta P = 26.315 \times 62.43 (\text{lb/ft}^3) = 1642.8 \text{ lb/ft}^2$
 $= 11.41 \text{ lb/in}^2$; pero dando un margen de seguridad podemos suponer que las pérdidas de presión en los filtros de arena y carbón son de 20 lb/in^2 ; ahora aplicando el Teorema de Bernoulli:

$$P_a/\rho + (g/g_c)Z_a + \bar{V}_a^2/2g_c - W_f = P_b/\rho + (g/g_c)Z_b + \bar{V}_b^2/2g_c + H_f$$

$$P_a = \text{Presión de entrada} = 14.7 \text{ lb/in}^2$$

$$P_b = \text{Presión a la descarga de la bomba} = \text{Presión en el Deareador} = 1.129 \text{ lb/in}^2$$

Z_a será supuesta igual a Z_b ; V_a se considerara igual a V_b ; H_f es la pérdida de presión por fricción en la tubería más la pérdida de presión en los filtros .

$$P_a/\rho = 14.7(\text{lb/in}^2)(144 \text{ in}^2/\text{ft}^2) / 62.43(\text{lb/ft}^3) = 33.91 \text{ lbft/lb}$$

$$P_b/\rho = 1.13(\text{lb/in}^2)(144 \text{ in}^2/\text{ft}^2) / 62.43(\text{lb/ft}^3) = 2.60 \text{ lbft/lb}$$

$H_f = H_{ft} + H_{ff}$; H_{ft} se calculara con una longitud equivalente de 600 ft incluyendo todos los accesorios de la tubería ; entonces la pérdida de presión

$$H_{ft} = (4 \times 0.00575) (600) (0.1237) / (0.2566) = 6.6786 \text{ lbft/lb.}$$

$$H_{ff} = 20 \left(\frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right) (144 \text{ in}^2/\text{ft}^2) / 62.43 (\text{lb}/\text{ft}^3)$$

$$H_{ff} = 46.13 \text{ ft}/\text{lb}$$

Por lo tanto $H_f = 6.68 + 46.13 = 52.81 \text{ ft}/\text{lb}$; entonces el trabajo realizado por la bomba será:

$$-W h = (P_b - P_a)/\rho + H_f = (2.60 - 33.91) + (52.81)$$

$-W h = 21.50 \text{ ft}/\text{lb}$; considerando una eficiencia de la bomba de 60% se tiene que el trabajo desarrollado será:

$$-W = 35.83 \text{ ft}/\text{lb}$$

La potencia del motor será:

$$\text{Pot} = (521.625)(35.833)/(33000) = 0.5664 \text{ H.P.}$$

Por ser esta bomba una parte importante en el diseño, la vamos a subir su potencia a 1 H.P. La bomba será de 1 H.P. de 3"x3".

Cálculo de la bomba que alimentará a los servicios auxiliares y al sincrometro o proporcionador. (B3 del diagrama de flujo)

Aplicando el Teorema de Bernoulli se tiene: (ref. 24)

$$P_a/\rho + (g/g_c)z_a - v_a^2/2g_c - W_n = P_b/\rho + (g/g_c)z_b + v_b^2/2g_c + H_f$$

$$P_a/\rho = 1.13 \left(\frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right) (144 \text{ in}^2/\text{ft}^2) / 62.42 (\text{lb}/\text{ft}^3) = 2.60 \text{ ft}/\text{lb}$$

$$P_b/\rho = 14.7 \left(\frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \right) (144 \text{ in}^2/\text{ft}^2) / 62.43 (\text{lb}/\text{ft}^3) = 33.91 \text{ ft}/\text{lb}$$

Aquí supondremos que z_a igual a z_b ; v_a es igual a v_b ; H_f se calculará para una longitud equivalente de 150 ft que incluyen tubería y accesorios.

$$H_f = [(4 \times 0.00575 \times 150) / 0.2557] \times 0.1237 = 1.67 \text{ ft}/\text{lb}$$

Entonces el trabajo que debe efectuar la bomba será:

$$-W h = (P_b/\rho - P_a/\rho) + H_f = (33.91 - 2.60) + 1.67$$

$$= 32.98 \text{ ft}/\text{lb} ; \text{ ahora suponiendo una eficiencia de la bomba}$$

del 60% el trabajo real será:

$$-W = 54.96 \text{ ft}/\text{lb}$$

La potencia del motor será:

$$\text{Pot} = (521.65)(54.96)/33000 = 0.8688 \text{ H.P.}$$

Entonces con una bomba de 1 H.P de 3"x3" es suficiente.

Cálculo de la bomba que alimentará al carbonatador. (B4 del diagrama de flujo).

Aplicando el Teorema de Bernoulli se tiene:

$$P_a/\rho + (v_a^2/2g) + Z_a + \frac{v_a^2}{2g} \times \epsilon_c - W\eta = P_b/\rho + (v_b^2/2g) + Z_b + \frac{v_b^2}{2g} \times \epsilon_c + H_e$$

$$P_a/\rho = (10 \text{ lb/in}^2)(144 \text{ in}^2/\text{ft}^2)/(62.43 \text{ lb/ft}^3) = 23 \text{ lbft/lb}$$

$$P_b/\rho = (58.8 \text{ lb/in}^2)(144 \text{ in}^2/\text{ft}^2)/(62.43 \text{ lb/ft}^3) = 135.63 \text{ lbft/lb}$$

Aquí supondremos $Z_a=0$ y $Z_b=5$ ft ; V_a será igual a V_b ; H_f se calculará para una longitud equivalente de 300 ft (Aquí se incluye tubería, accesorios y la caída de presión provocada por los pulverizadores).

$$H_f = (4 \times 0.00575 \times 300 \times 0.1237)/(0.2557) = 3.24 \text{ lbft/lb}$$

$$-W\eta = P_b/\rho - P_a/\rho + Z_b + H_f$$

$$= 135.63 - 23 + 5 + 3.24 = 120.87 \text{ lbft/lb ; ahora suponiendo}$$

una eficiencia de la bomba del 60% el trabajo real será:

$$W = 201.45 \text{ lbft/lb}$$

La potencia del motor será:

$$Pot = (521.65)(201.45)/33000 = 3.45 \text{ H.P}$$

Con una bomba de 3.5 H.P de 3"x3" es suficiente.

Por lo que respecta a las bombas E5 y E6 del diagrama de flujo, no es necesario calcularlas pues estimandolas con una potencia de $\frac{1}{4}$ de H.P es suficiente, considerando que E5 debe ser del tipo de sobrepresión.

Las bombas E1, E2 y E6 son bombas para agua de material convencional; pero las bombas E3, B4 y B5 deberan de ser del tipo sanitario.

El deaerador al vacío, el deposito del Enfrizador y la Torre de carbonatación deben de ser de material para uso sanitario. El tanque de tratamiento de agua y los filtros de arena y carbón deben ser de acero al carbón con un recubrimiento de un material anticorrosivo.

CAPITULO VI

CONSUMO DE SERVICIOS EN EL SISTEMA PROPUESTO.

El consumo de servicios en los equipos antes diseñados abarcará únicamente al consumo de energía eléctrica usada en las bombas y en el sistema de refrigeración, ya que el agua usada en el condensador es claro que siempre estará recirculando o su consumo será mínimo.

BOMBA	POTENCIA
B1	0.75 H.P.
B2	1.00 H.P.
B3	1.00 H.P.
B4	3.50 H.P.
B5	0.25 H.P.
B6	0.25 H.P.

Servicios Aux.

y otros.	4.00 H.P.
Compresor.	115.00 H.P.
Consumo Total	125.75 H.P.
Kilowatts-hora = $125.75 \times 0.7457 = 93.77$	

Por lo que respecta a este consumo, el equipo que usa la mayor parte de energía eléctrica es el compresor del sistema de refrigeración.

CONSIDERACIONES ECONOMICAS.

En esta parte se tratará de estimar de una manera breve el costo de cada uno de los equipos diseñados, primero estimando el costo de los equipos que son comprados en el extranjero e importados, sacando el costo ya puestos en México. Haciendo uso de distintos indicadores económicos y del factor de seis decimos de Williams.

Despues se estimará el costo de los equipos diseñados a partir de las partes que se pueden comprar aquí en México y conjuntarlos, para obtener una aproximación del costo de cada uno de ellos.

Costo del Equipo de tratamiento de agua.

\$ 11000.00 M.N	Tanque de tratamiento y almacenamiento de agua	
\$ 14000.00 M.N	Reductor de Velocidad, agitadores y bomba.	
<u>\$ 4000.00 M.N</u>	Contingencias y otros gastos.	\$ 29,000.00 M.N.

Costo de los Filtros de Arena.

\$ 6000.00 M.N	Tanque cilíndrico (con tapas elípticas) y distribuidores de flujo.	
<u>\$ 4000.00 M.N</u>	Válvula de 4 vías (tres pasos)	
\$ 10,000.00 M.N,	Como se requieren tres unidades	\$ 30,000.00 M.N.

Costo de los Filtros de Carbón.

\$ 12000.00 M.N	Filtro de Carbón Activado.	
	Como se requieren tres unidades.	\$ 36,000.00 M.N.

Costo del Deareador al Vacío.

Precio en U.S.A. 6000.00 Dlls. (Junio 1973) Capacidad 3600 Gal/min.

$$C_N = C \left(\frac{S_m}{S_o} \right)^{0.68}$$

1 Dlls = \$ 12.50 Pesos Mexicanos. 1.2 = Factor que incluye gastos de importación; fletes e impuestos.

$S_n = 3375 \text{ Gal/min}$, $S_b = 3600 \text{ Gal/min}$, $C = 6000.00 \text{ Dlls. (Junio, 1973)}$

$$C_n = 6000(3375/3600)^{0.68} = 6000.00 \times 0.957 = 5742.00 \text{ Dlls}$$

Precio en México (Junio, 1973) $C_M = 5742 \times 12.5 \times 1.2 = 86130.00 \text{ M.N}$

Precio en México (Agosto, 1973) $C_M = 86130 (I_{Ago}/I_{Jun}) = 86130 (125.8/122.4)$
 $= 88500.00 \text{ M.N}$

Costo del Deareador puesto en México \$ 88500.00 M.N

Costo del Equipo de Refrigeración.

Condensador. Precio U.S.A. 8800.00 Dlls (Jun. 1973)

Capacidad 156 Ton. de Refrig.

$$C_n = C (S_n/S_b)^{0.5} \quad S_n = 85 \text{ Ton. de Refrig. } S_b = 162 \text{ Ton. de Refrig.}$$

$$C = 8800.00 \text{ Dlls.}$$

$$C_n = 8800(85/162)^{0.5} = 8800(0.5246)^{0.5} = 8800 \times 0.7243$$

$$= 6374 \text{ Dlls.}$$

Precio en México (Junio, 1973) $C_M = 6374 \times 12.5 \times 1.2 = 95600 \text{ Pesos Mexicanos}$

Precio en México (Agosto, 1973) $C_M = 95600 (125.8/122.4) = 98300.00 \text{ Pesos Mex.}$

Costo del condensador puesto en México \$ 98300.00 M.N

Compresor

Precio U.S.A 18500.00 Dlls (Compresor y
Capacidad 152 Ton de Ref. Motor elect)

$$C_n = C (S_n/S_b)^{0.68} \quad S_n = 85 \text{ ton. de Ref. } S_b = 152 \text{ Ton de Ref.}$$

$$C = 18500.00 \text{ Dlls (Junio, 1973)}$$

$$C_n = 18500(85/152)^{0.68} = 18500(0.5592)^{0.68} = 18500 \times 0.6735$$

$$= 12400.00 \text{ Dlls.}$$

Precio en México (Junio, 1973) $C_M = 12400.00 \times 12.5 \times 1.2 = 186000.00 \text{ Pesos Mex.}$

Precio en México (Agosto, 1973) $C_M = 186000(125.8/122.4) = 192000.00 \text{ Pesos Mex.}$

Costo del compresor puesto en México \$ 192000.00 M.N

Evaporador (Enfriador)

Precio U.S.A \$ 23000.00 Dlls.

Capacidad 4000 Gal/min

$$C_n = C (S_n/S_b)^{0.5}$$

118a.

$S_n = 3375 \text{ Gal/min}$, $S_b = 4000 \text{ Gal/min}$, $C = 23000 \text{ Dlls (Junio, 1973)}$

$$C_n = 23000(3375/4000)^{0.5} = 23000(0.8437)^{0.5} = 23000 \times 0.918 \\ = 21114.00 \text{ Dlls.}$$

Precio en México (Junio, 1973) $C_M = 21114 \times 12.5 \times 1.2 = 316800.00 \text{ Pesos Mex.}$

Precio en México (Agosto, 1973) $C_M = 316800(125.8/122.4) = 326000.00 \text{ Pesos Mex.}$

Costo del Evaporador (Enfriador) puesto en México \$ 326000.00 M.N.

Costo del Equipo de Refrigeración Puesto en México es aproximadamente \$ 617,000.00 M.N.

Costo del Carbonatador

Carbonatador Precio U.S.A \$ 12000.00 Dlls
Capacidad 8000 Gal/min.

$$C_n = C (S_n/S_b)^{0.5} \quad S_n = 3375 \text{ Gal/min} , \quad S_b = 8000 \text{ Gal/min}$$

$C = 12000.00 \text{ Dlls (Junio, 1973)}$

$$C_n = 12000(3375/8000)^{0.5} = 12000(0.422)^{0.5} = 12000 \times 0.6496 \\ = 7795.00$$

Precio en México (Junio, 1973) $C_M = 7795 \times 12.5 \times 1.2 = 117000 \text{ Pesos Mex.}$

Precio en México (Agosto, 1973) $C_M = 117000 \times (125.8/122.4) = 120000.00 \text{ Pesos Mex.}$

Costo del Carbonatador puesto en México \$ 120000.00 M.N.

COSTO TOTAL DEL EQUIPO.

Equipo de Tratamiento de Agua completo	\$ 95000.00	M.N.
más Instrumentación	<u>\$ 20000.00</u>	M.N.
	\$ 115000.00	M.N.
Deareador al Vacío	\$ 83500.00	M.N.
Equipo de Refrigeración	\$ 617000.00	M.N.
Carbonatador	<u>\$ 120000.00</u>	M.N.
Total	\$ <u>940500.00</u>	M.N.

Costo del equipo suponiendo que las diversas partes que lo componen se puedan comprar aquí en nuestro país.

Equipo de Tratamiento de agua completo	\$ 95000.00	M.N
más instrumentación	<u>\$ 20000.00</u>	M.N
	\$ 115000.00	M.N
Deareador al Vacío		
Tanque de Ac. Inoxidable.	\$ 18000.00	M.N
Material de Empaque.	\$ 6000.00	M.N
Bomba sanitaria.	\$ 8000.00	M.N
Bomba de Vacío.	\$ 5000.00	M.N
Instrumentación	<u>\$ 8000.00</u>	M.N
	\$ 45000.00	M.N
Equipo de Refrigeración.		
Condensador	\$ 70000.00	M.N
Evaporador (enfriador)	\$ 170000.00	M.N
Bomba sanitaria	\$ 9000.00	M.N
Compresor y Motor (120 HP)	\$ 75000.00	M.N
Instrumentación	<u>\$ 66000.00</u>	M.N
	390000.00	M.N
Carbonatador		
Tanque Ac. Inoxidable	\$ 30000.00	M.N
Pulverizadores	\$ 12000.00	M.N
Bombas sanitarias	\$ 18000.00	M.N
Aislante Térmico y Forro Ac. Inox.	\$ 10000.00	M.N
Instrumentación	<u>\$ 15000.00</u>	M.N
	\$ 85000.00	
Costo aproximado del equipo diseñado, con partes compradas en nuestro país:		
	\$ 635000.00	M.N

Costo del equipo Importado	\$ 940.500.00 M.N.
Costo del equipo "Hecho en Mexico"	\$ 635.000.00 M.N.

También es factible que el equipo fabricado en - - nuestro país, su costo sea más elevado que el previamente calculado aquí, pero lo importante es que presenta - una oportunidad para que se intente su manufactura y evitar de esa manera fuga de divisas.

CAPITULO VIII
CONCLUSIONES.

a) Hay que tener en cuenta esta industria de las bebidas gaseosas o refrescos, sobre la importancia que tiene en el desarrollo económico de nuestro país, pues hay un gran número de estas plantas embotelladoras distribuidas a lo largo de toda la República Mexicana y su inversión económica que existe en esta industria es una de las más altas, así como también es importante la gran cantidad de empleos que genera directa e indirectamente.

b) El objeto del presente estudio fué hecho con la finalidad de poder mostrar que en los diseños de los principales equipos usados en esta industria, se tiene que hacer uso de los estudios y principios de la profesión de Ingeniero Químico.

c).- Hacer notar necesariamente que estos equipos quizá se puedan manufacturar en nuestro país; motivando con ello un aumento de ocupación de mano de obra de diversa índole y especialidad.

d) En cuanto a los costos estimados para los equipos diseñados son obviamente una guía que pueden servir de base para un estudio económico más completo si se intentará su manufactura.

e).- Por último quiero señalar que estos equipos casi en su totalidad son diseñados y manufacturados en el extranjero, causando con ello en la compra de cada uno de estos equipos una fuerte pérdida de divisas a nuestro país.

Revistas.

- 1.- Pérez V.A.- Refrescos en México.- Núm. 33.- Ene-Feb.- pags (4-5).- Editorial Panamericana,S.A.- 1961.- México,D.F.
- 2.- Pérez V.A.- Refrescos en México.- Núm. 34.- Abr-May.- pags (5-6).- Editorial Panamericana,S.A.- 1961.- México,D.F.
- 3.- Sand.J.F.M.- Mini-investigación sobre refrescos.- Noticias Naarden (en es pañol).- 18^o año.- Núm. 183.- Junio.- pags (4-6).- N.V. Chemische Fabriek-Naarden.- 1967.- Amsterdam,Holanda.
- 4.- Beberages.- Vol. 9.- Núm. 2.- Ago-Sep.- pags (17-26).- Editorial Abeja, S. A. 1967.- México,D.F.
- 5.- Adams.G.E.- Vacuum dearates injection wáter at low cost for Pan Am.- The Oil and Gas Journal.- Mayo 15.- The Petroleum Publishing Co.- 1967.- Tulsa, Oklahoma.-E.U.A.
- 6.- Sheppard.T.P.- Cold water vacuum deARATION.- Waters and Sewage Works.- Vol. 93.- Núm. 3.- Marzo.- pags (94-97).- Gillette Publications.- 1946.- N. York.- E.U.A.
- 7.- Sheppard.T.P.- Vacuum deARATION rids cold waters of dissolved gas: Save pipelines.- Power.- Vol. 91.- Núm. 6.- Junio.- pags (99-104).- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1947.- N. York.- E.U.A.
- 8.- Johnstone.H.F. y Williams.G.C.- Absorption of gases by Liquid Droplets. Design of Simple Spray Scrubbers.- Industrial and Engineering Chemistry.- Vol. 31.- Núm. 8.- Agosto.- McGraw-Hill Book Company Inc.- 1939.- Albany,N.York.- E.U.A.

Libros.

- 9.- Jacobs.M.B.- Manufacture and analisis of carbonated beberages.- Primera Edición.- pags (68,89,116,125).- Chemical Publishing Co.- 1959.- N.York.-E.U.A.
- 10.- Nordel.S.- Water Treatment for industrial and others use.- Primera Edición.- Reinhold Publishing Corp.- 1951.- N.York.-E.U.A.
- 11.- Betz Handbook.- Industrial Water Conditioning.- Betz Laboratories Inc.- Primera Edición.- 1951.- Pensylvania,Phil.- E.U.A.
- 12.- Zapata.R.J.- The soft drink bottlers Handbook.- Primera Edición.- pags (16, 27,45,49,54).- Editorial Abeja,S.A.- 1967.- México,D.F.
- 13.- Perry.H.J.- Chemical Engineer's Handbook.- Cuarta Edición.- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1963.- N.York.-E.U.A.
- 14.- Mc Adams.W.H.- Heat Transmission.- Tercera Edición.- pags (272,287).- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1954.- N.York.- E.U.A.

- 15.- Hougen.O.A, Watson.K y Ragatz.R.- Chemical Process Principles.- Tomos I y II.- Segunda Edición.- John Wiley&Sons,Inc.- 1966.- N.York.- E.U.A.
- 16.- Vilbrandt.F y Dryden.Ch.- Chemical Engineering Plant Design.- Primera Edición.- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1959.- N.York.- E.U.A.
- 17.- Fraas.A.P. y Ozisik.M.N.- Heat Exchangers Design.- Primera Edición.- pags (214-220).- John Wiley&Sons,Inc.- 1965.- N.York.-E.U.A.
- 18.- Gregorigg.R.- Cambiadores de Calor.- Primera Edición en Español.- pags (330-336).- Ediciones Urmo.- 1959.- Bilbao.- España.
- 19.- A.S.C.E.- Water Treatment Plant Design.- Sexta Edición.- 1961.- N.York.-EUA.
- 20.- Treybal.R.E.- Mass-Transfer Operations.- Primera Edición.- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1955.- N.York.- E.U.A.
- 21.- Walker,Lewis y otros.- Principle of Chemical Engineering.- Tercera Edición.- pags (297-301).- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1937.- N.York.-E.U.A.
- 22.- Van Atta.C.M.- Vacuum Science and Engineering.- Primera Edición.- pags (25-50).- McGraw-Hil Book Company,Inc.- 1965.- N.York.- E.U.A.
- 23.- Mc Cintire y Hutchinson.- Refrigeration Engineering.- Segunda Edición.- pags (141-150,200-210).- John Wiley&Sons,Inc.- N.York.-E.U.A.-1961
- 24.- Mc Cabe.W.L. y Smith.J.C.- Unit Operations of Chemical Engineering.- Primera Edición.- pags (417-490,629-661).- McGraw-Hill Book Company,Inc.- 1956 N.York.- E.U.A.
- Otros.
- 25.- V Censo Industrial.- Secretaria de Economía Nacional.- 1956.- México,D.F.
- 26.- VI Censo Industrial.- Secretaria de Industria y Comercio.- 1961.- México,D.F.
- 27.- VII.- Censo Industrial.- Secretaria de Industria y Comercio.- 1966.- México,D.F.
- 28.- (Información Personal., Ing. A. Urbina.).
- 29.- Indicadores Económicos.-Vol. 1.-No.9.- Pags. (20-27) Banco de México, S. A. 1973.