

# UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA E INDUSTRIAL

LA INDUSTRIA DE TETRACLORURO DE CARBONO

TESIS DE GRADO

FLORENTINO TABATA UCHINO

'56

LIMA - PERU

1 9 5 7

I N D I C E      G E N E R A L

	<u>Págs.</u>
INTRODUCCION	8
<u>CAPITULO I</u>	
1.- CONSIDERACIONES GENERALES	10
Posibilidades del mercado. La investigación de los mercados de consumo. Datos estadísticos de importación en el Anuario del Comercio Exterior.	
2.- CAPACIDAD OPTIMA DE PRODUCCION	15
3.- MATERIAS PRIMAS	16
Materias primas nacionales. Facilidades de su abastecimiento presente y futuro.	
4.- UBICACION DE LA PLANTA	18
Consideraciones sobre el abastecimiento de las materias primas, mercado y transporte. Facilidades de agua, energía y mano de obra. <u>Con</u> sideraciones climatéricas.	
<u>CAPITULO II</u>	
<u>ASPECTO TECNICO</u>	
1.- DIVERSOS PROCESOS EXISTENTES	23
a) Clorinación del bisulfuro de carbono; b) Clorinación de hidrocarburos; c) Diversos métodos misceláneos.	
2.- PROCESO ESCOGIDO	
3.- PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL TETRACLORURO DE CARBONO.	38
4.- USOS Y APLICACIONES	42

	<u>Págs.</u>
5.- DIAGRAMA CUALITATIVO DEL PROCESO	45
Generalidades y descripción del proceso escogido. Secuencia de las operaciones y procesos unitarios.	
6.- ESPECIFICACIONES DE LAS MATERIAS PRIMAS USADAS	56
7.- BALANCE DE MATERIAS	57
8.- DIAGRAMA CUANTITATIVO DEL PROCESO	
9.- CALCULO DE LA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO	
Curva de presión de vapor del monocloruro de azufre y del tetracloruro de carbono. Diagrama de equilibrio. Diagrama del punto de ebullición. Cálculo del número de platos por el método Mc Cabe y Thiele. Diámetro y altura de la columna de rectificación. Cálculo del área de calentamiento del alambique.	
10.- CALCULO DE LOS INTERCAMBIADORES	93
a) Cálculo del precondensador de los vapores de la columna.	
b) Cálculo del condensador de los vapores de la columna.	
c) Cálculo del enfriador del destilado.	
11.- CALCULO DEL REACTOR	115
Calor de reacción. Dimensiones del reactor. Cálculo del serpentín de enfriamiento. Cálculo del área de calentamiento de la chaqueta de vapor.	
12.- CALCULO DEL CLORINADOR	130
Calor de reacción. Dimensiones del clorinador. Cálculo del serpentín de enfriamiento.	
13.- CALCULO DE LA COLUMNA DE EXTRACCION DE MONOCLORURO DE AZUFRE.	135
14.- CALCULO DEL DESTILADOR DIFERENCIAL	140
Dimensiones del destilador. Cálculo del alambique de calentamiento. Cálculo del condensador de los vapores del destilado. Cálculo del enfriador del destilado.	

	<u>Págs.</u>
15.- CALCULO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO DE AGUA	153
Consideraciones de los diversos factores: rango de temperatura de trabajo de la torre, velocidad del viento, temperatura del bulbo húmedo del aire, altura de la torre.	
16.- FLUJO DE FLUIDOS	163
Cálculo de la potencia de las bombas empleadas en el proceso de manufactura.	
17.- CANTIDAD REQUERIDA DE CATALIZADOR	178
18.- CONSUMO DE VAPOR	179
19.- CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA	180
20.- CONSUMO DE AGUA	181
Agua de reposición por pérdida de evaporación. Agua para el caldero. Agua para usos diversos.	
21.- DIVERSAS ESPECIFICACIONES EXISTENTES PARA EL PRODUCTO ACABADO.	183
22.- METODOS DE ANALISIS INDUSTRIAL DEL PRODUCTO ACABADO.	185
Investigación de la pureza. Impurezas orgánicas.	
23.- ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO	188
<u>CAPITULO III</u>	
<u>ASPECTO SANITARIO Y DE SEGURIDAD</u>	
PROTECCION CONTRA RIESGOS Y ACCIDENTES EN GENERAL.	207
Propiedades tóxicas del tetracloruro de carbono. Condiciones de seguridad.	
<u>CAPITULO IV</u>	
<u>ASPECTO LEGAL</u>	
PATENTES.	212

Principales patentes existentes para la manufactura del tetracloruro de carbono.

CAPITULO V

ASPECTO ECONOMICO

1.- COSTO TOTAL DE OPERACION	226
Costos de materias primas y auxiliares. Costos de mano de obra y supervisión. Gastos fijos. Gastos de mantenimiento y reparación de maquinarias. Gastos generales (gastos de administración y distribución).	
2.- CAPITAL DE TRABAJO	226
3.- CAPITAL TOTAL DE INVERSION	226
Costo de terreno y edificación. Costo de maquinarias e instalación. Capital de trabajo.	
4.- INGRESO BRUTO	227
Producción anual. El precio de venta y el valor total de producción anual.	
5.- UTILIDAD NETA	227
Ingreso bruto anual en el tiempo unidad. Costo total de operación. Utilidad sobre el capital invertido.	
BIBLIOGRAFIA	228

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

Para optar el título de Ingeniero Químico e Indus  
trial me permito exponer la presente tesis intitulada: "LA  
INDUS TRIADE TE TRACLORURODE CARBONO".

Siendo uno de los fines principales en la elabora  
ción de estas tesis, el estudio de la implantación de una in  
dustria en el país, que aproveche de preferencia las mate-  
rias primas nacionales y que beneficie la industrialización  
nacional, creo que mi proyecto cubre la exigencia anotada.  
Esta industria hace uso del cloro y del bisulfuro de carbono  
como principales materias primas, los cuales son producidos  
en el país; siendo muy favorable la implantación de esta in  
dustria, si tenemos en cuenta que no existe hasta la fecha  
fábrica similar alguna en el país; lo que redundaría, al mis  
mo tiempo, en el ahorro de divisas, traduciéndose todo esto  
en positivo beneficio de la economía nacional.

La industria de tetracloruro de carbono en estu  
dio, estará catalogada dentro del grupo de las plantas pilo-  
to, dada su pequeña capacidad de producción (100 Ton/año); y  
aunque el proceso de manufactura es sencillo, en él se desa-  
rrollará, con detalle, las principales operaciones unitarias  
de la Ingeniería Química, propio de una industria líquida; ta  
les como: flujo de flúidos en general, transmisión de calor

por convección y radiación, cálculo de los intercambiadores de calor, de la columna de destilacion fraccionada, etc.

## CAPITULO I

### 1.- CONSIDERACIONES GENERALES

#### POSIBILIDADES DEL MERCADO

En la actualidad, todo el consumo interno del tetracloruro de carbono es abastecido por los productos de importación.

El tetracloruro de carbono es uno de los principales y más efectivos solventes orgánicos por la facilidad con que disuelve los aceites, grasas, ceras, breas y diversos compuestos orgánicos. Puede ser usado para la extracción de aceites de las semillas mezclando con algunos hidrocarburos, así como para la limpieza de piezas metálicas de los diversos instrumentos controladores y registradores.

Otro uso del tetracloruro es en el lavado en seco de ropas; puede ser empleado independientemente o mezclado con paracloroetileno. Las propiedades de alto poder disolvente, secado inmediato, la no inflamabilidad, baja volatilidad, alto poder de recuperación y la poca acción corrosiva sobre los metales, hacen que el tetracloruro de carbono sea muy estimado para el lavado en seco en localidades cerradas.

Otra aplicación del tetracloruro de carbono, que está siendo empleada extensamente, es como agente extingu



dor. Algunos extinguidores comerciales de tetracloruro de carbono llevan 10% de tricloroetileno para bajar el punto de ignición a  $-50^{\circ}\text{F}$ . El hecho de que el tetracloruro de carbono es un líquido poco conductor de la electricidad hace que éste sea particularmente apreciado para extinguir el fuego de los equipos eléctricos y de las centrales generadoras de energía eléctrica.

Para tener una idea más definida sobre las posibilidades del mercado, he tomado los datos estadísticos de importación del Anuario del Comercio Exterior, desde el año 1950 hasta el primer semestre del año 1956, para hacer el estudio de la curva estadística y deducir de ella las posibilidades del mercado de consumo.

Según datos proporcionados por la Sección Estadística del Terminal Marítimo del Callao, en la partida No.655 correspondiente al tetracloruro de carbono, no está incluido el producto que se emplea como extinguidor siendo así que aproximadamente el 30% de la importación que aparece en la partida No. 3148 del renglón de los extinguidores, corresponde al tetracloruro de carbono empleado para ese fin. Por consiguiente, para obtener datos concretos referentes al consumo del tetracloruro será necesario hacer el estudio estadístico de las curvas correspondientes de las partidas No. 655 y No. 3148.

Datos estadísticos de importación del "tetracloruro de carbono" Partida No.655 (Cuota arancelaria: 0.15 k.b.)

AÑO	Países	Peso (Kilo)	Soles Oro
1950	Alemania	2,826	7,556:00
	Estados Unidos	4,286	15,243:00
	Gran Bretaña	2,187	5,713.00
		9,299	28,512.00
1951	Alemania	7,984	33,789:00
	Canada	11,366	38,109:00
	Estados Unidos	11,962	80,876:00
	Gran Bretaña	3,111	2,984:00
	Holanda	123	809.00
	34,546	156,567.00	
1952	Alemania	3,185	14,650:00
	Estados Unidos	16,605	76,114:00
	Gran Bretaña	2,264	8,970:00
	Holanda	1,230	4,682:00
	Suiza	225	1,532.00
	23,509	105,948.00	
1953	Alemania	19,421	68,800:00
	Estados Unidos	6,955	36,211:00
	Holanda	6,001	21,140.00
	32,377	126,151.00	
1954	Alemania	16,083	59,619:00
	Dinamarca	1,017	3,457:00
	Estados Unidos	11,169	66,450:00
	Gran Bretaña	5,544	23,844:00
	Holanda	12,508	44,583.00
	46,321	197,953.00	
1955	Alemania	8,684	21,539:00
	Estados Unidos	7,756	41,614:00
	Gran Bretaña	26	188:00
	Holanda	12,034	40,517.00
	28,500	103,858.00	

Datos estadísticos de importación de "extinguidores"

Partida No. 3148 (Cuota arancelaria: libre)

AÑO	Países	Peso (Kilo)	Soles Oro
1950	Alemania	9,637	140,435:00
	Argentina	42	828:00
	Canadá	123	3,746:00
	Colombia	32	300:00
	Estados Unidos	20,988	503,450:00
	Gran Bretaña	11,611	154,431:00
	Suiza	3,289	111,014:00
		45,722	914,204:00
<u>1951</u>	Alemania	13,105	182,143:00
	Estados Unidos	25,154	659,046:00
	Gran Bretaña	9,545	157,803:00
	Holanda	103	2,339:00
	Italia	3,024	39,313:00
		50,931	1'040,644:00
1952	Alemania	17,714	368,525:00
	Estados Unidos	33,736	901,376:00
	Gran Bretaña	12,670	229,194:00
	Italia	1	38:00
		64,121	1'499,133:00
1953	Alemania	33,265	765,820:00
	Bolivia	10	72:00
	Estados Unidos	41,774	1'230,378:00
	Gran Bretaña	3,646	63,927:00
	Suiza	415	30,484:00
		79,110	2'090,681:00
<u>1954</u>	Alemania	13,028	269,135:00
	Austria	646	24,160:00
	Chile	12	144:00
	Estados Unidos	53,263	1'847,347:00
	Gran Bretaña	1,223	39,227:00
		68,672	2'180,013:00

AÑO	Países	Peso ( <u>Kilo</u> )	Soles Oro
1955	Alemania	40,998	769,451:00
	Brasil	33	3,013:00
	Estados Unidos	42,469	1'224,264:00
	Inglaterra	<u>7,411</u>	<u>164,482:00</u>
		90,911	2'161,210.00
1956	Primer Semestre	58,053	1'351,308.00

Si hacemos un estudio del gráfico estadístico de importación del tetracloruro de carbono, observamos que las cifras correspondientes a los años 1951, 1953 y 1955, permanecen más o menos estables, notándose una baja en el año 1952 y un repunte en 1954. En cambio, la cifra correspondiente al año 1950, está fuera de la zona promedio; por consiguiente, tomando un promedio de los años 1951 al 1955 y estimando la importación del año 1956 al doble de la cifra indicativa del primer semestre (28,292 Kgs.), obtenemos una cifra promedio de 36,974 Kg.

Por otra parte, si observamos el gráfico de importación de extinguidores, vemos que la curva sigue una línea ascendente hasta el año 1953, permaneciendo más o menos constante durante el período de los años 1953 al 1955. Estimando la importación del año 1956 a base de la cifra del primer semestre que fué de 58,053 Kgs. y deduciendo el 30% de la cifra promedio que es la que correspondería a los extinguidores de tetracloruro, obtenemos la cifra de 28,602 Kg.

La suma de las cifras del consumo del producto como extinguidor y como solvente obtenidos del Anuario del Comercio Exterior (sección importación), dará un mercado de consumo actual de 66 Ton/año.

Para estimar el mercado de consumo en los años futuros, he considerado el dato proporcionado por la Randolph S.A., una de las principales firmas distribuidora de extinguidores, según la cual el consumo de los extinguidores de tetracloruro va aumentando en un 20% por año. Otro de los aumentos en la fuente de consumo que hay que tener presente para hacer el estudio del mercado en el futuro, es el incremento de las lavanderías que han reemplazado el sistema antiguo de lavado en húmedo por el del lavado en seco, que tiende a generalizarse.

De los estudios de los datos estadísticos de importación que da el valor del mercado de consumo actual y del estudio de la probable expansión de este mercado para el futuro expuesto arriba, podemos estimar un consumo general del tetracloruro de carbono de 100 toneladas al año.

## 2.- CAPACIDAD OPTIMA DE PRODUCCION

Como la capacidad productiva de una planta industrial queda definida principalmente por el factor mercado de consumo, he tomado como base para estimar la capacidad de producción, la cifra de 100 toneladas al año, según el estu-

dio realizado en el punto anterior.

### 3.- MATERIAS PRIMAS

Dos son las materias primas básicas que hace uso la planta: cloro y bisulfuro de carbono; y, en la actualidad, ambas son producidas en el país.

Para tener una idea definida sobre las posibilidades de abastecimiento de las materias primas en el presente y para el futuro, voy a examinar el panorama actual y las perspectivas de estas materias primas para el futuro.

La firma W.G. Grace es la única productora de cloro gaseoso, que se obtiene como sub-producto de la planta de soda por el método electrolítico, que se emplea en la industria de papel en Paramonga. Una parte del cloro es empleado en la misma industria en las plantas de papel y de cloruro de etileno, y el resto se dispone para la venta.

El precio del cloro para el consumo industrial es de \$/ 4.50 el Kg., precio éste que no es posible reducirlo debido al bajo rendimiento productivo de la planta de soda electrolítica de Paramonga, por las condiciones deficientes de trabajo de las celdas; traduciéndose todo esto en las pocas posibilidades que tendría el tetracloruro nacional para competir en el mercado, si basamos los cálculos en el precio actual del cloro. Sin embargo, existe la posibilidad de reducir este precio con la implantación de una nueva planta de

álcalis en el país, cuya producción ascendería anualmente a más de 10 mil toneladas, según datos aparecidos en un artículo del diario "El Comercio" (Setiembre 1956), titulado "Instalarían en el Callao o Huacho fábrica de álcalis a un costo de 100 millones". Como el objeto primordial de esta nueva planta de álcalis, sería cubrir la demanda de soda caústica en el Perú, se obtendría como sub-producto de esta industria una gran cantidad de cloro gaseoso. Por otra parte, la falta del desarrollo de industrias orgánicas en el país, en donde la clorinación ejerce un papel importante, tal como ocurre en los Estados Unidos, sumado a las mejoras de los rendimientos de producción por el empleo de celdas electrolíticas modernas, redundarían en la abundancia del cloro en el mercado nacional con la consiguiente baja en el precio, en comparación con el precio actual del cloro de Paramonga. Por lo tanto, las posibilidades de abastecimiento del cloro para la planta de tetracloruro de carbono, estarían en buenas perspectivas.

La otra materia básica es el bisulfuro de carbono, cuyo único productor en el país es la firma "Rayón Peruana S.A.", la cual lo emplea para la manufactura del rayón viscoso. Si bien es ventajosa la implantación de una planta propia de bisulfuro de carbono para la manufactura del tetracloruro, en nuestro medio esto es contradictorio, debido a la reducida cantidad que se requiere de este producto (180

Kg. al día) para cubrir la demanda que exige la planta piloto de tetracloruro.

En cuanto a la facilidad de suministro del bisulfuro, podemos decir que la planta de Rayón Peruana está diseñada para una capacidad de 2 Ton/día. Sin embargo, la producción actual de trabajo de esta planta es alrededor de 1.5 a 1.6 Ton/día, de las cuales 1,500 Kgs. son empleados en la manufactura de rayón viscoso (filamento) y una pequeña cantidad es vendida a la fábrica de xantogenato; por consiguiente, la Rayón Peruana está suficientemente dotada para cubrir la demanda del bisulfuro de carbono necesario de la planta en proyecto. En cuanto a las posibilidades de abastecimiento para el futuro, por un aumento en el mercado de consumo del tetracloruro, es posible afirmar, según datos proporcionados por la oficina técnica de dicha firma, que ésta proyecta ampliar su planta de bisulfuro para abastecer a la nueva planta de rayón viscoso (fibra corta), y ésta tendría la suficiente capacidad para satisfacer una mayor demanda; por lo tanto, las perspectivas de abastecimiento del bisulfuro estarían garantizadas para los años venideros.

#### 4.- UBICACION DE LA PLANTA

El problema de la ubicación de la planta industrial está supeditado a varias consideraciones, las cuales deben ser discutidas para ubicar la planta industrial con el mayor



número de factores favorables. Las principales de estas consideraciones, que se deben tener en cuenta, son:

- a) Consideraciones sobre el mercado.
- b) Consideraciones sobre el abastecimiento de las materias primas.
- c) Consideraciones del transporte.
- d) Facilidad de mano de obra.
- e) Facilidades de agua y energía.
- f) Condiciones climatéricas y de sanidad.

a) Consideraciones sobre el mercado.- Los principales centros de consumo del tetracloruro de carbono están en la capital. Esto se confirma si observamos que los establecimientos comerciales, tales como: los distribuidores de productos químicos y extinguidores, así como las lavanderías de lavado en seco están localizados en Lima. Por lo tanto, la ubicación más ventajosa, respecto al factor mercado para una planta de tetracloruro, sería Lima.

b) Consideraciones sobre el abastecimiento de las materias primas.- Las consideraciones necesarias al hacer el estudio de este factor, son las concernientes a la posible ubicación de las fuentes de suministro de las materias primas que hace uso la industria a establecerse.

En el caso de la planta de tetracloruro, la ubicación más favorable sería la zona de la Avenida Argentina;

puesto que la Rayon Peruana, fuente proveedora del bisulfuro de carbono, como el depósito general de la firma W.G. Grace, en donde se almacena el cloro de Paramonga, están ubicadas en la misma avenida. En cuanto a la ubicación de la nueva planta de álcalis, los posibles lugares serían Huacho o el Callao, siendo lo más probable que esté ubicada en el segundo de los nombrados, la cual también satisface la ubicación escogida.

c) Consideraciones de transporte.- En el problema de la ubicación de una planta industrial, el factor transporte juega un papel importante en la economía final de la planta; ésta debe estar ubicada en un punto tal que exista un balance de distancia entre el mercado de consumo y las fuentes de abastecimiento de las materias primas. Refiriéndonos a nuestro caso particular, podemos decir que el problema de transporte no ofrece dificultades para la ubicación de la planta, puesto que tanto las fuentes de las materias primas como el mercado de consumo están en Lima.

d) Facilidades de la mano de obra.- La mano de obra experta se encuentra con mayor facilidad en la capital, más que en cualquier punto del país, por la tendencia centralista que tiene Lima sobre todos los aspectos de la vida industrial del país.

e) Facilidades de agua y energía; condiciones climáticas.- Los dos primeros elementos son fácilmente conse-

guidos en la capital. En cuanto a las condiciones climáticas, podemos señalar que éstas no tienen gran influencia en el proceso de manufactura, como en la conservación del producto acabado.

CONCLUSION.- Por la exposición de las seis consideraciones anteriores, podemos deducir que, la ubicación más apropiada para la planta de tetracloruro de carbono, sería Lima.

C A P I T U L O    I I

A S P E C T O    T E C N I C O

## 1.- DIVERSOS PROCESOS EXISTENTES

Existen varios procesos de fabricación del tetraclororuro de carbono, de los cuales podemos citar:

- a) Clorinación del bisulfuro de carbono.
- b) Clorinación de hidrocarburos
- c) Diversos métodos misceláneos.

a) Clorinación del bisulfuro de carbono.- La mayor parte del tetracloruro de carbono producido en los Estados Unidos es fabricado por clorinación del bisulfuro de carbono que puede llevarse a cabo por los siguientes métodos:

- Por clorinación directa, es decir tratando bisulfuro directamente con cloro en presencia de catalizadores; y

- Por clorinación indirecta, empleando un compues-  
to que cede el cloro para que éste actúe posteriormente <sup>sobre</sup> el bisulfuro; tal es el caso del mono y dicloruro de azufre.

Tetracloruro fabricado por clorinación directa.- Kolbe señaló en 1843 que la acción del cloro sobre el bisulfuro de carbono a la temperatura ordinaria, se verifica lentamente y no conduce a tetracloruro de carbono sino a  $CSCl_4$  (perclorometilmercaptán). Sin embargo, si empleamos portadores de cloro (catalizadores), tales como: el cloruro férrico, de yodo, de antimonio, de molibdeno y otros, el cloro ataca momentáneamente al bisulfuro de carbono aun a la temperatura

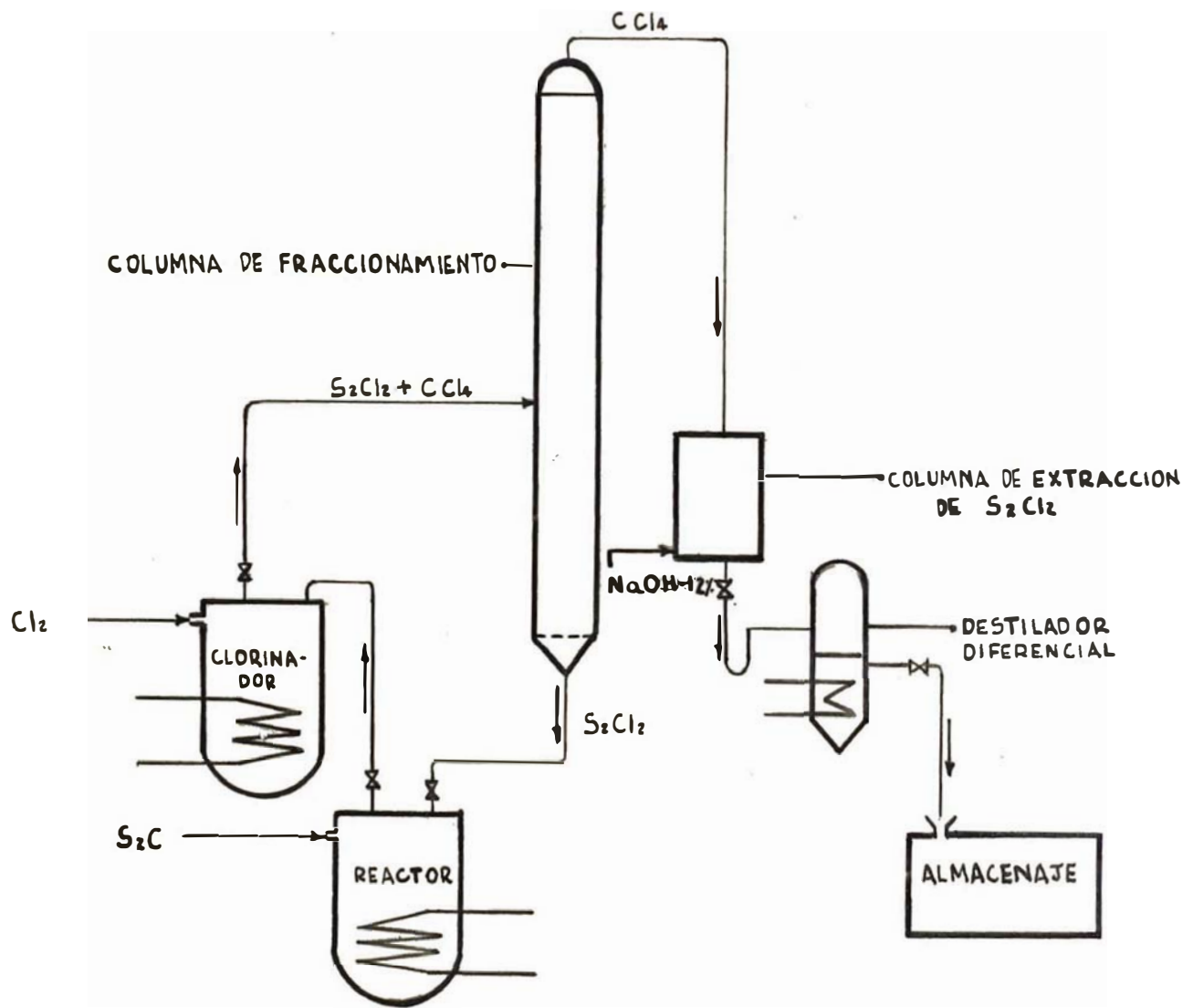
ordinaria; de suerte que con suficiente cantidad de cloro se obtiene una transformación completa de bisulfuro de carbono en tetracloruro de carbono. Es muy necesario introducir la cantidad suficiente de cloro, ya que, de lo contrario, hay el peligro de formación de compuestos intermedios en el producto final. Las principales reacciones químicas que se desarrollan en el método de la clorinación directa, son:



Según P. Klason la primera reacción se lleva a cabo en 4 etapas siguientes:



La clorinación directa del bisulfuro de carbono se realiza en tanques de fierro estañado en presencia de catalizadores apropiados para formar una solución de monocloruro de azufre en tetracloruro de carbono, sin dejar residuo alguno de bisulfuro de carbono. Esta mezcla es entonces separada por una destilación por rectificación, obteniendo un producto de cabeza conteniendo 98% o más de tetracloruro de carbono y 2% o menos de monocloruro de azufre, y un producto de fondo conteniendo 91% de monocloruro de azufre y 9% o menos



PROCESO DE CLORINACION DEL BISULFURO DE CARBONO.

F. TABATA

INVENTOR: J. KOLBE

FIG. N°3

de tetracloruro de carbono. El producto de cabeza es lavado con una solución alacalina de soda cáustica para remover residuos de monocloruro de azufre y en seguida es redestilado en un destilador diferencial para obtener un producto de 99.99% de tetracloruro de carbono.

El producto de fondo es bombeado a un reactor para ser tratado con un exceso de bisulfuro de carbono, que favorece la formación de una cantidad adicional de tetracloruro, según se muestra en la reacción (2).

El azufre que se forma como sub-producto de la reacción es aislado del producto líquido formado, mediante una destilación diferencial, separándose la mezcla tetracloruro-bisulfuro de carbono que destila de 46-76°C. El azufre precipitado es calentado a 115°C, temperatura a la cual se funde; pudiendo ser nuevamente empleado para la fabricación de bisulfuro de carbono.

Tetracloruro fabricado por clorinación indirecta.

El dicloruro de azufre, que es preparado pasando gas cloro sobre azufre, es el compuesto que se emplea para la clorinación indirecta. El bisulfuro de carbono se pone en contacto con el dicloruro de azufre en un reactor de acero en el cual se desarrolla la siguiente reacción:



El azufre es cristalizado de la mezcla tetracloru-

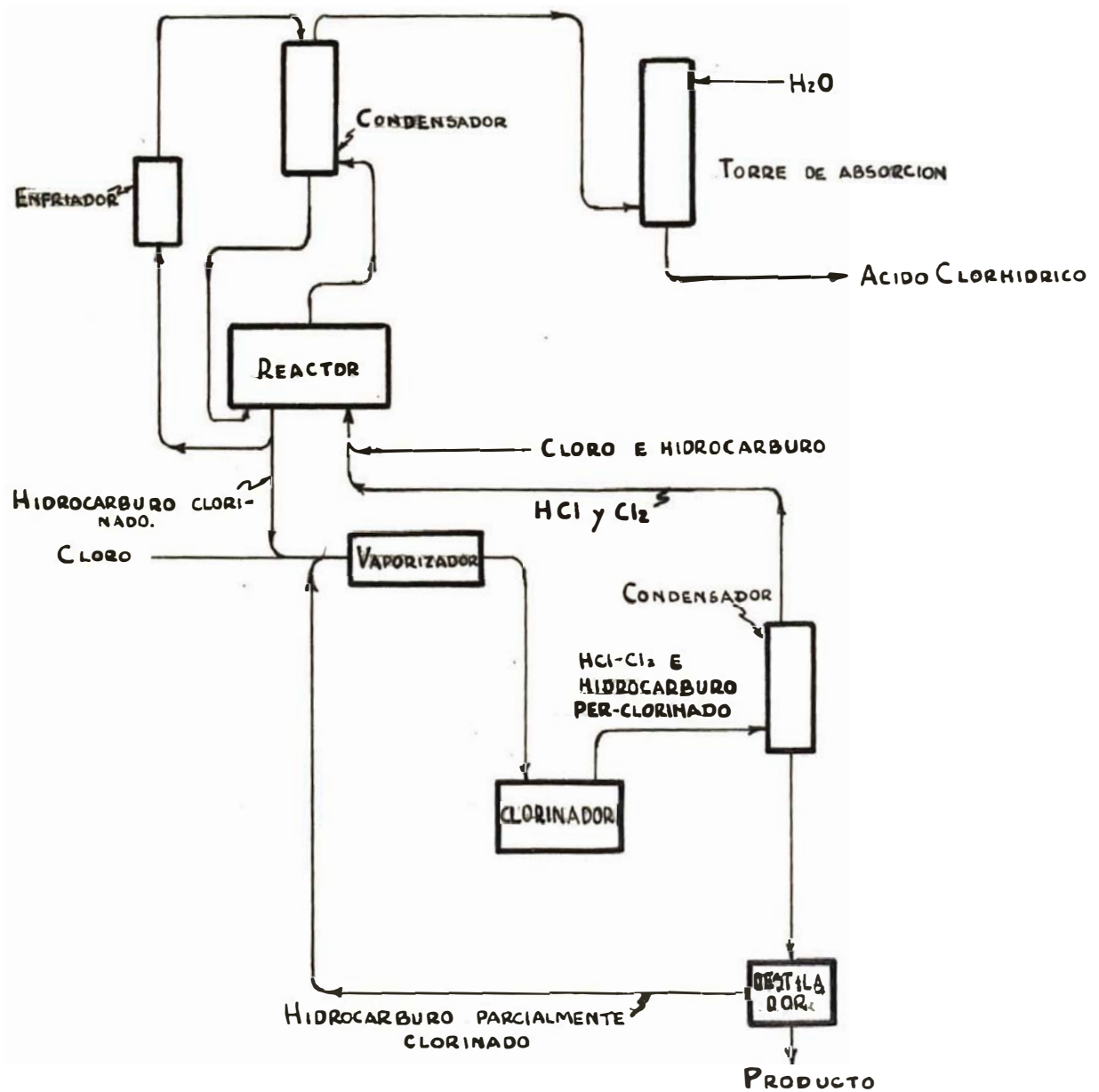


ro de carbono monocloruro de azufre y el licor madre resultante es destilado en una columna de rectificación para obtener tetracloruro como producto de cabeza y monocloruro de azufre como producto de botón. Este último es clorinado, entonces para obtener dicloruro de azufre, el cual es nuevamente empleado en el proceso. La reacción que se verifica es la siguiente:



b) Clorinación de hidrocarburos.- Otro proceso empleado para la fabricación del tetracloruro de carbono es el de perclorinación de hidrocarburos alifáticos, tales como: metano, etano, propano, butano, etileno y propileno.

Thomas E. Brown y Clyde W. Davis fueron los inventores de la manufactura de tetracloruro de carbono por clorinación de propano, cuya patente No. 2377,669 fué transferida a The Dow Chemical Company de Michigan. La marcha del proceso se muestra en el flow sheet de la pág.26a. fig. No.4; y el proceso puede ser resumido en las siguientes líneas: el gas propano, juntamente con 3 a 6 moléculas de cloro equivalente, son alimentados al reactor y absorbidos en un medio reactante líquido; la reacción es catalizada por la exposición a la luz actínica de intensidad suficiente para efectuar una rápida clorinación. La luz actínica para catalizar la clorinación puede ser generada por una lámpara ultravioleta



F. TABATA

## PROCESO DE CLORINACION DE HIDROCARBUROS

INVENTORES: CLYDE W. DAVIS  
THOMAS E. BROWN

FIG. N°4

ta situada dentro del mismo reactor. La reacción puede ser llevada a cabo a la presión atmosférica o menor a ésta y a cualquiera temperatura de reacción, siempre que ésta sea la adecuada para que la mezcla no llegue a carbonizarse. Esta temperatura depende principalmente de dos variables: de la proporción de cloro presente y de la intensidad de la luz actínica. En la práctica, la clorinación fotoquímica del propano es generalmente llevada a cabo a la presión atmosférica y a la temperatura debajo de 100°C. La proporción de los reactantes que son alimentados debe ser cuidadosamente controlada para permitir un completo consumo del cloro.

Durante la clorinación fotoquímica una parte del licor del reactor circula desde el reactor al enfriador, en donde es refrigerado preferentemente a una temperatura por debajo a 0°C, para luego entrar al condensador en donde circula en contracorriente con el ácido clorhídrico que sale del reactor y absorbe cualquiera fracción de cloro y propano que no ha reaccionado; el líquido enfriado retorna al reactor.

El ácido clorhídrico que sale del condensador-scrubber está libre de cloro y es pasado por una torre de absorción recibiendo aquí la adición de agua para formar una solución acuosa de ácido clorhídrico fuerte.

Existe también una porción del líquido que está continuamente saliendo del reactor y es mezclado con una cantidad adicional de cloro para conseguir una clorinación com-

pleta y en seguida es vaporizado en un calentador o vaporizador. La cantidad adicional de cloro que se mezcla con el líquido del reactor permite que la vaporización se realice a baja temperatura, que de otro modo sería imposible. Para evitar que ocurra una reacción incontrolada en el vaporizador, la temperatura de la cámara debe ser siempre mantenida debajo de 200°C.

La mezcla vaporizada de cloro y del producto parcialmente clorinado circula por el baño de sal de clorinación, en donde la mezcla burbujea y pasa a través de un baño de cloruro fundido (uno o más baños de cloruros de potasio, de sodio, de aluminio, de fierro, de zinc, o de bismuto). Las condiciones de temperatura, profundidad del baño así como el flujo de la mezcla deben ser reguladas de tal manera que se realice una rápida y completa reacción del cloro con el hidrocarburo parcialmente clorinado.

Las condiciones que son usadas muy a menudo en la perclorinación del propano emplea: un baño de 350-500°C, una profundidad de baño de 8" o más y un flujo tal que permita la reacción dentro del baño al cabo de 30 segundos. La reacción que toma lugar incluye una clorinación y un cracking simultáneo del propano parcialmente clorinado, tal es así que los vapores de la mezcla que dejan el baño de sal llevan tetracloruro de carbono y tetracloroetileno como principales productos orgánicos. Los vapores son pasados por un conden-

sador y finalmente por una columna de destilación fraccionada para separar el tetracloruro de carbono.

Otro hidrocarburo muy empleado es el metano que también puede ser clorinado. El proceso en líneas generales es similar al descrito para el propano, con la diferencia de que la reacción es fuertemente exotérmica, y si no hay un control adecuado de temperatura puede proceder con violencia explosiva, produciendo negro de carbón y ácido clorhídrico en vez de tetracloruro de carbono.

Mediante el control de las proporciones de metano y cloro, manteniendo una presión parcial adecuada de ácido clorhídrico en el vapor alimentado y por una regulación cuidadosa de la temperatura de reacción, ha sido posible clorinar metano selectivamente para obtener cloruro de metilo ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ), cloruro de metileno ( $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ), cloroformo ( $\text{CHCl}_3$ ) y tetracloruro de carbono ( $\text{CCl}_4$ ), aproximadamente en las proporciones que éstos pueden ser vendidos (7,11,12). Este método tiene la ventaja de extender el costo de operación sobre muchos productos, algunos de los cuales tienen precios más altos que el tetracloruro de carbono.

Originalmente el metano era separado del gas natural por absorción selectiva para luego ser clorinado; sin embargo, la técnica moderna establece la posibilidad de clorinar directamente el gas natural. La clorinación de los demás hidrocarburos que componen el gas natural involucra la

formación de derivados clorinados de etano y otros homólogos más altas, para producir principalmente hexacloroetano ( $C_2Cl_6$ ) que, por descomposición térmica, bajo condiciones adecuadas puede ser convertido en tetracloroetileno no saturado  $C_2Cl_4$  compuesto empleado para gases militares.

En la tabla que sigue a continuación, se muestran las diferentes condiciones de reacción que se requieren para producir tetracloruro de carbono a partir de los hidrocarburos alifáticos más importantes:

CONDICIONES DE REACCION	HIDROCARBUROS ALIFATICOS					
	Metano	Etano	Propano	Butano	Etileno	Propileno
Temp.de reacción °C en la clorinación fotoquímica	25-40	50-100	25-100	100-200	50-100	25-100
Relación de moles de $Cl_2$ /hidrocarburo alifático en la alimentación.	3	3	4	3 6 4	2	3
Temperatura para vaporizar la mezcla.	60	75-150	150-200	200	75-150	150-200
Relación de moles de $Cl_2$ /hidrocarburo parcialmente clorinado	1	3	4	7 - 6	3	4
Temperatura °C del baño de sal	350 a 500	350 a 500	350 a 500	400 a 500	350 a 500	350 a 500

c) Procesos misceláneos

-- Joseph Merritt Matthews creó el método de fabricación del tetracloruro de carbono (patente No. 835,307 -Nov. 6, 1906) mezclando cloruro de calcio o cloruro de otros metales alcalinos con carbón y calentando la mezcla en un horno eléctrico con lo cual el carbón reaccionaba con el cloruro de calcio, formando tetracloruro de carbono y carburo de calcio. El producto formado es pasado a través de un condensador.

Para que la reacción pueda proceder sin oxidación y sin descomposición del producto principal en sus secundarios, la reacción entre el carbón y el cloruro de calcio dentro del horno eléctrico debe tener lugar en atmósfera que éste libre de cualquiera oxidación o influencia para la descomposición. A fin de que el tetracloruro de carbono obtenido se encuentre libre de otros compuestos de carbón, tales como: el hexacloroetano ( $C_2Cl_6$ ) y el tetracloro-etileno ( $C_2Cl_4$ ), la condensación de los vapores altamente calientes puede tener lugar en atmósfera cargada de gas cloro. Es muy ventajoso que el carbón empleado esté en forma de coke, aunque pueden ser empleadas otras formas de carbón sin interferir con el fin esencial del proceso.

El horno eléctrico empleado para llevar a cabo la reacción es un horno ordinario usado en la industria electroquímica. Entre el horno y el condesador es necesario insta-

lar una cámara colector con el fin de condensar algunos compuestos volátiles que pueden ser arrastrados desde el horno a causa de la elevada temperatura de trabajo y a la violencia con que se realiza la reacción química.

La reacción química que tiene lugar en el horno eléctrico entre el cloruro de calcio y el coke puede ser representando con la siguiente reacción:



- . -

-- Florentine J. Machalske inventó un proceso para fabricar tetracloruro (patente No. 808,100- Dic. 26-1,905), partiendo de una mezcla de dos partes de óxido de calcio, dos partes de cloruro de calcio y diez partes de carbón; este último de preferencia en forma de coke.

La carga debe estar exenta de agua, debiéndose evitar el contacto de aire húmedo en los lugares en donde se almacenan los reactantes.

La mezcla es calentada preferentemente en un horno eléctrico que puede ser del tipo de arco o de resistencia, manteniendo siempre la atmósfera dentro del horno libre de agentes oxidantes. Las especificaciones de la corriente alterna empleada son: 1,000 amperios por 50 voltios ó 1,700 amperios por 30 voltios.



Los productos resultantes de la reacción dentro del horno son: 4 partes de carburo de calcio y 2 partes de oxicloruo de carbono, según se muestra en la reacción:



El oxicloruo de carbono ( $\text{COCl}_2$ ) formado es conducido a través de una masa de carbón de leña o coke; la reacción es exotérmica y da como resultado la descomposición en tetracloruo de carbono y dióxido de carbono:



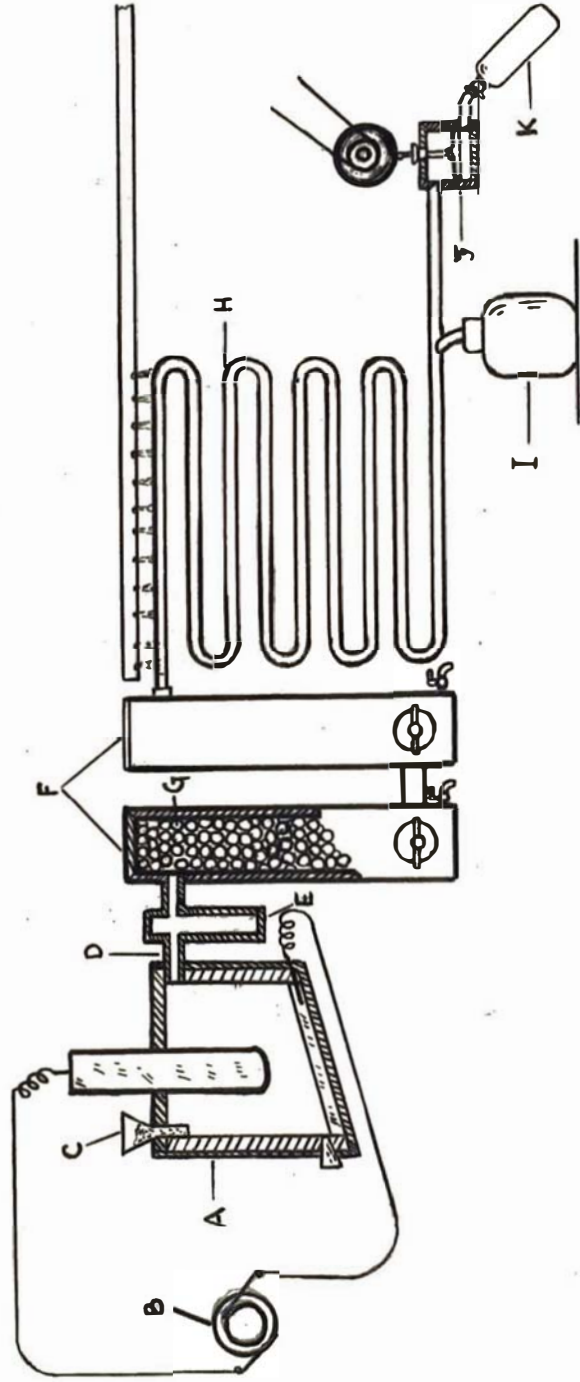
Ambos productos en estado gaseoso son separados mediante el pasaje a través de un condensador reflujo, con lo cual el tetracloruo de carbono pasa a la forma líquida, mientras que el dióxido de carbono en estado gaseoso es envasado.

Aunque es preferible usar el cloruro de calcio, este mismo proceso puede ser llevado a cabo empleando cloruros de otros metales alcalinos. Así, por ejemplo, cloruros de sodio o de magnesio pueden ser usados; la reacción para el primer caso de desarrolla en la siguiente forma:



El esquema del proceso se muestra en la fig. 5 de la pág. 33a.

Refiriéndose a la figura: A representa un horno eléctrico del tipo ordinario conectado con un generador B de



F. TABATA

PROCESO MISCELANEO: MANUFACTURA DEL  $Cl_4C$  A PARTIR DEL  $CaO, CaCl_2, C$   
 INVENTOR: FLORENTINE MACHALSKE

Fig. N°5

corriente alterna; C representa el embudo receptor de la carga y D es el conducto por donde salen los gases resultantes de la reacción. Los gases pasan por una cámara colector E y en seguida por torres rellenas de coke o carbón de leña en donde el oxiclururo de carbono se descompone en tetracloruro y dióxido de carbono; estos pasan por un condensador de agua H y el tetracloruro líquido se recibe en el recipiente I mientras que el dióxido de carbono es liquefactado por una compresora J y envasado en K.

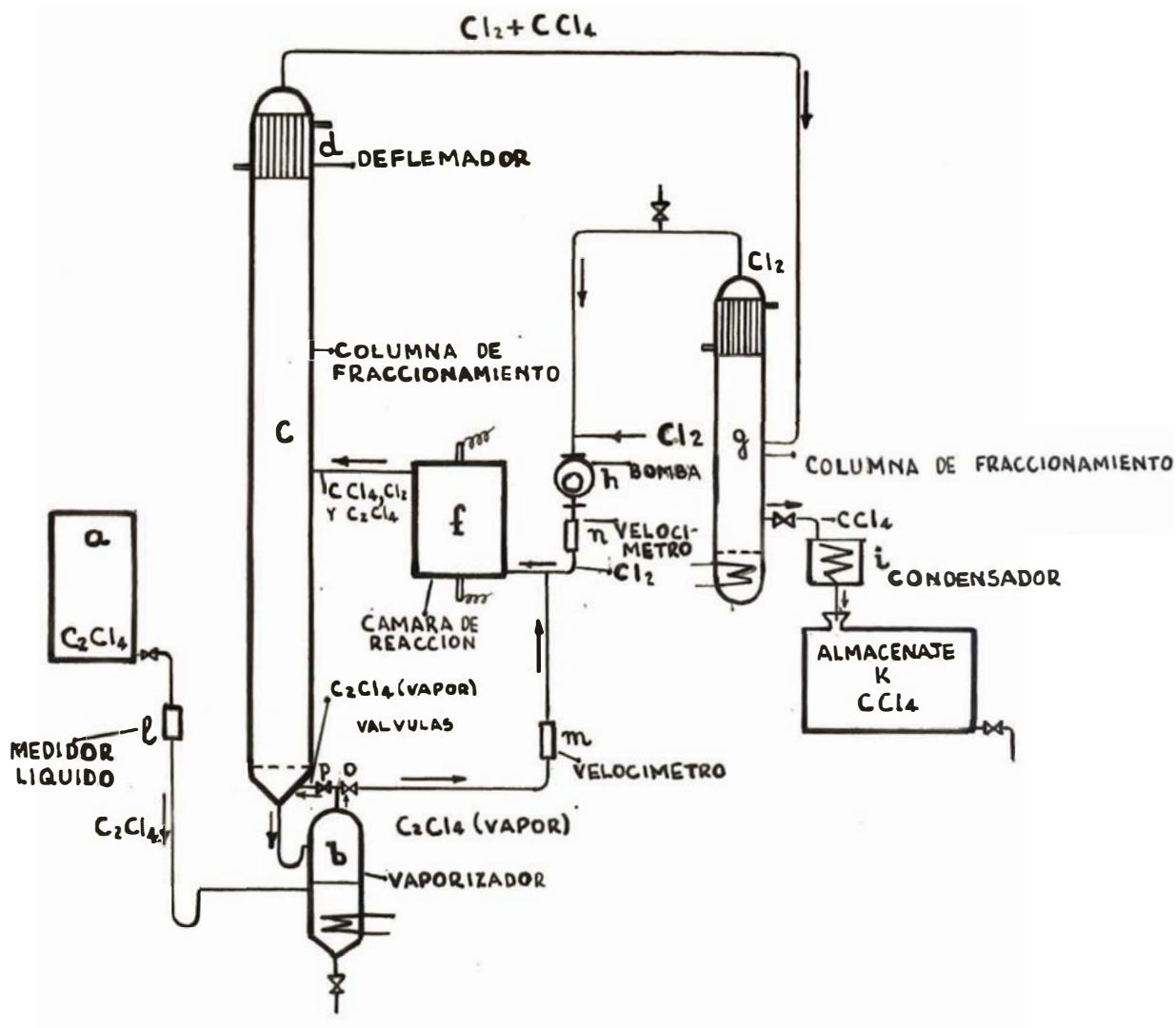
- . -

-- Josef Wimmer fué el inventor de la patente No. 2,305,821 (Octubre 4- 1,937) para producir tetracloruro de carbono clorinando el percloroetileno en una cámara de reacción a 700-800°C. El percloroetileno es parcialmente clorinado y los vapores son conducidos a una columna de fraccionamiento de operación continua provisto de un deflegmador, en el cual el cloro y el tetracloruro de carbono son separados del percloroetileno, inmediatamente después de ser alimentado, evitando que una cantidad de percloroetileno pueda combinarse con el cloro para formar hexacloroetano. La formación de este último compuesto debe ser evitado en lo posible ya que la clorinación de éste a tetracloruro de carbono es una reacción exotérmica y exigiría mayor cantidad de calor en la cámara.

El cloro es separado del tetracloruro de carbono en una segunda columna de fraccionamiento y este último es condensado y luego envasado. El proceso se comprenderá mejor por medio de la fig. 6 de la pág. 35a.

El percloroetileno vaporizado en b es conducido a través de la válvula medidor de velocidad m, para entrar a la cámara de reacción f que ésta a 800°C calentada mediante electrodos de carbón; en este punto es añadido cloro gaseoso que viene de la válvula n. Los vapores fluyen desde f hacia el centro de la columna de fraccionamiento c y es aquí donde el cloro y el tetracloruro de carbono se separan del percloroetileno que no ha reaccionado, el cual retorna por el fondo de la columna al vaporizador b. Una cantidad adicional de percloroetileno es insuflado continuamente del vaporizador a la columna de fraccionamiento a través de la válvula p. Los vapores que salen del deflegmador d pasan a una segunda columna de fraccionamiento g, que efectúa la separación del tetracloruro de carbono del gas cloro. El primero que es retirado de la parte inferior de la columna es condensado en i y almacenado en el colector k; el cloro que sale por el tope de la columna es bombeado al medidor n y entra nuevamente al ciclo de operación.

Los resultados numéricos siguientes son los obtenidos al poner en práctica el sistema descrito arriba: 160 partes de percloroetileno junto con 260 partes de cloro son pa-



F. TABATA

MISCELANEO: MANUFACTURA DEL  $Cl_2C$  POR CLORINACION DEL PERCLOROETILENO.

INVENTOR: JOSEF WIMMER

Fig. N°6

sados por hora desde el vaporizador b a la cámara de calentamiento f. La temperatura de la cámara de reacción f es mantenida a 725°C, obteniéndose 123 partes de tetracloruro de carbono por hora. El nivel del líquido en el vaporizador se mantiene constante mediante la alimentación continuada desde el reservorio a y la temperatura por debajo de 119°C.

En la cámara de reacción sólo se acumula 1.4% de hexacloroetileno sobre el peso total de tetracloruro formado; otros sub-productos, tales como el hexaclorobenzol, sólo se forma cuando la cámara de reacción opera a 850°C o más en vez de trabajar a 720°C. La energía eléctrica consumida para calentar la cámara de reacción es de 1.5 Kw/hora por kilogramo de tetracloruro de carbono producido.

## 2.- PROCESO ESCOGIDO

El proceso escogido para la fabricación del tetracloruro de carbono, por reunir las condiciones más favorables en el país, es el de clorinación del bisulfuro de carbono. Si hacemos un balance comparativo entre este método con el de clorinación de hidrocarburos alifáticos obtenemos las siguientes conclusiones.

Este último presenta solamente una ventaja sobre el primero en lo relativo a la abundancia y al bajo costo del gas natural, en cambio las desventajas son múltiples, de las

cuales podemos citar:

a) La demanda actual del tetracloruro de carbono en el país no justifica la instalación de una planta de gran productividad, que es una de las principales características del método de clorinación de los hidrocarburos.

b) Como las únicas fuentes de gas natural existentes en la costa del país están situadas en el departamento de Piura, para que la industria justifique una inversión productiva es indispensable la presencia de una planta de cloro en las inmediaciones del lugar, puesto que de lo contrario los gastos de transportes serían enormemente grandes.

c) Otra desventaja que presenta este método es que por cada 100 lb. de tetracloruro de carbono producido se forma, aproximadamente, 95 lbs. de ácido clorhídrico que no tendrían un mercado de consumo adecuado, puesto que la producción actual de ácido muriático de la planta de Paramonga satisface ampliamente el consumo nacional.

d) El proceso de bisulfuro requiere 92 lb. de cloro por 100 lb. de tetracloruro de carbono producido, mientras que el proceso de clorinación de metano exige, aproximadamente, el doble de cloro.

- . -

En cuanto a los métodos misceláneos de fabricación citados anteriormente, estos no han dado industrialmente re-

sultados positivos, salvo en contadas plantas de los Estados Unidos, en donde las facilidades adquisitivas de las materias primas y las condiciones de trabajo son muy favorables.

3.- PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL TETRACLORURO  
DE CARBONO

Propiedades físicas.- Es un líquido incoloro de olor etéreo semejante al cloroformo. Las principales constantes físicas son:

Punto de Fusión:  $-23^{\circ}\text{C}$

Punto de Ebullición:  $76.75^{\circ}\text{C}$ .

Densidad  $D_{25}$ : 1.5845

Indice de refrac.  $\eta$  : 1.4607

Presión de vapor en mmHg  $\log p$ : 7.58248 -  $\frac{1644.41}{T}$

Viscosidad a  $25^{\circ}\text{C}$ : 0.88 centipoise

Calor específico  $_{11q}^a$   $25^{\circ}\text{C}$ : 0.1995

Calor específico  $_{11q}^a$   $76.8^{\circ}\text{C}$ : 0.2157

Calor de fusión: 4.2 cal/gr.

Calor de vaporización: 46.5 cal/gr.

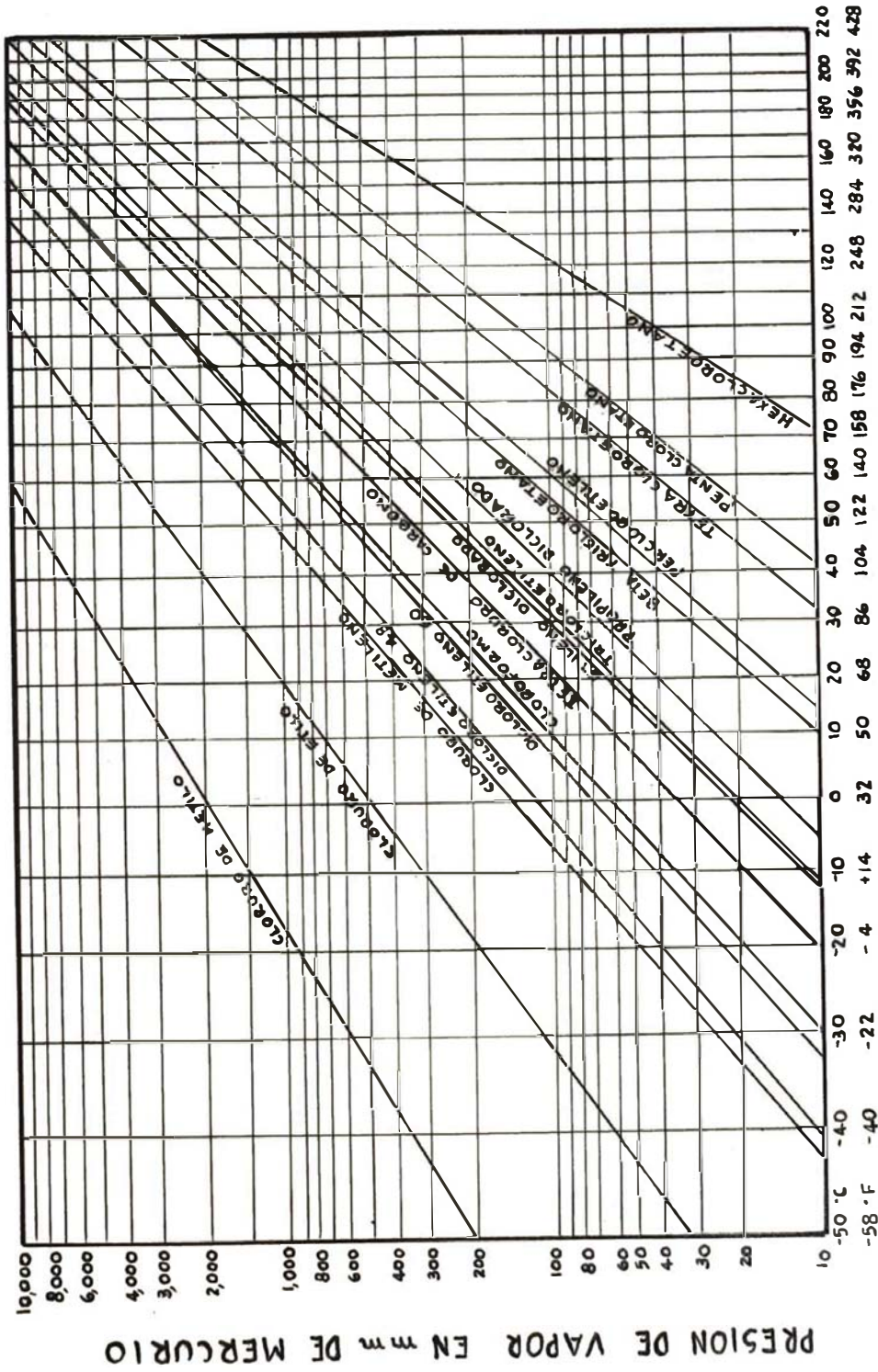
Temperatura crítica:  $283.15^{\circ}\text{C}$

Presión crítica: 661 p.s.i.

Expansión térmica: 0.127 %/ $^{\circ}\text{C}$ .

Conductividad térmica: 0.7745 BTU/hr ft  $^{\circ}\text{F}$  in.

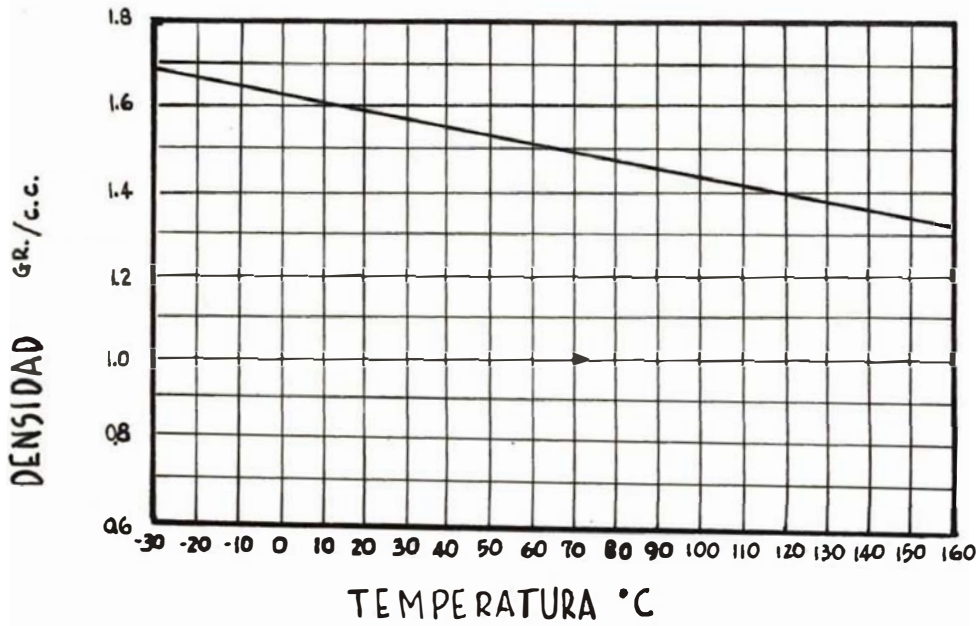




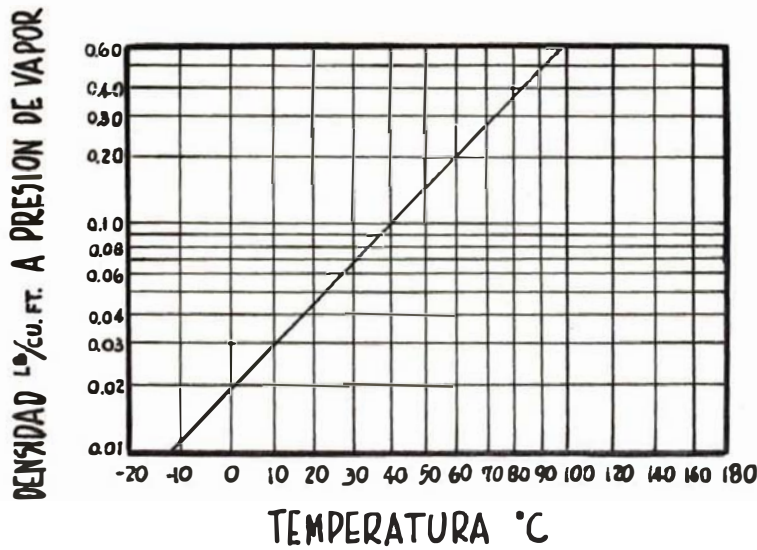
TEMPERATURA

F. TABATA

Fig. N°7



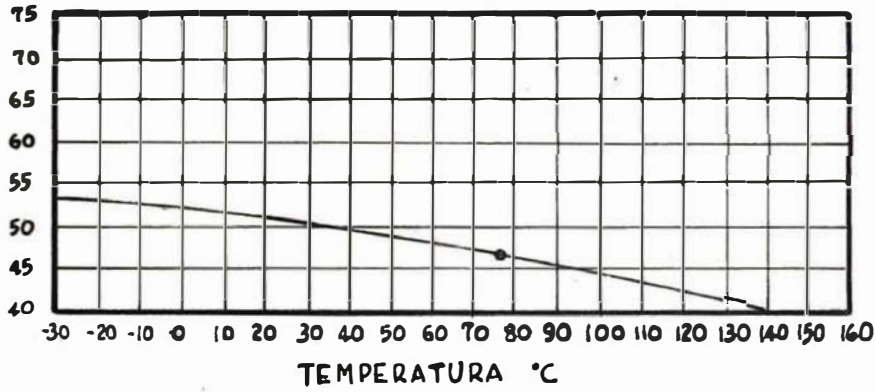
VARIACION DE LA DENSIDAD DEL  $CCl_4$  (LIQUIDO) CON LA TEMPERATURA  
 FIG. N° 8



VARIACION DE LA DENSIDAD DEL  $CCl_4$  (VAPOR SATURADO) CON LA TEMPERATURA  
 FIG. N° 9

F. TABATA

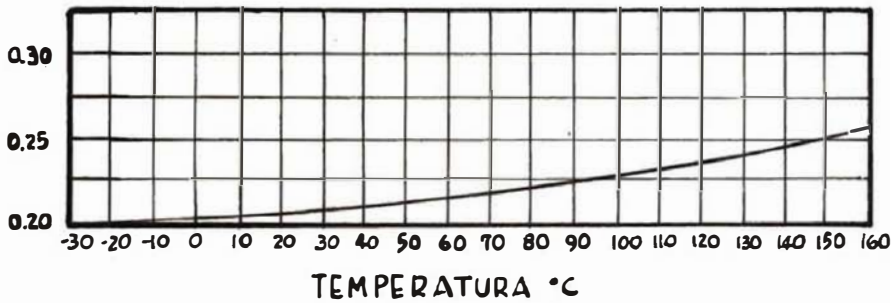
CALOR LATENTE DE VAPORIZACION  
C.H.U./LB.



VARIACION DEL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION  
DEL  $CCl_4$  CON LA TEMPERATURA

Fig. N°10

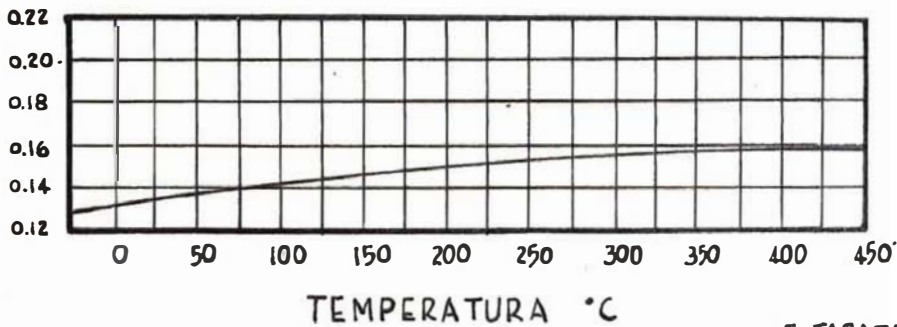
CALOR ESPECIFICO  
C.H.U./LB. °C



VARIACION DEL CALOR ESPECIFICO DEL  
 $CCl_4$  (LIQUIDO) CON LA TEMPERATURA

Fig. N°11

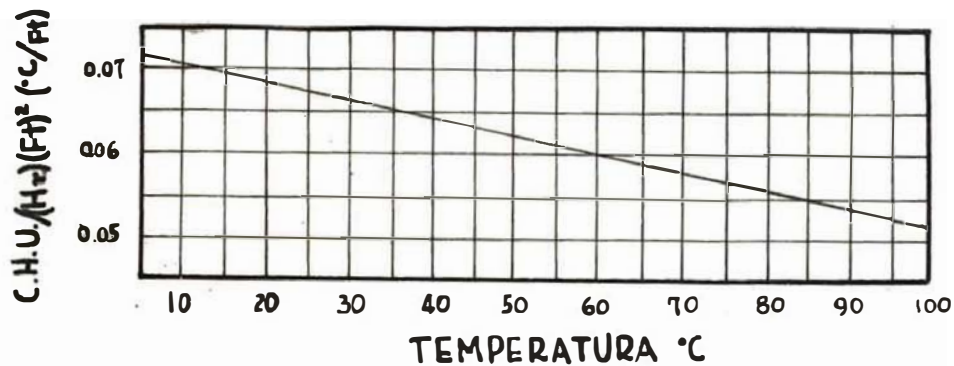
CALOR ESPECIFICO  
C.H.U./LB.



VARIACION DEL CALOR ESPECIFICO  
DEL  $CCl_4$  (VAPOR) CON LA TEMPERATURA

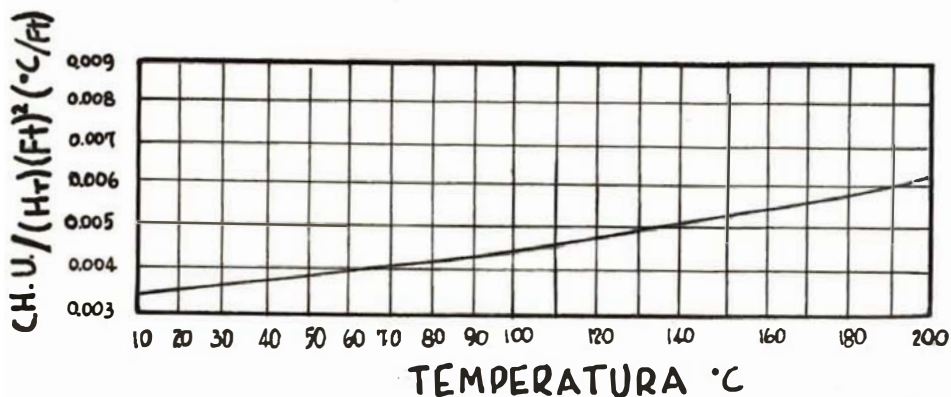
Fig. N°12

F. TABATA



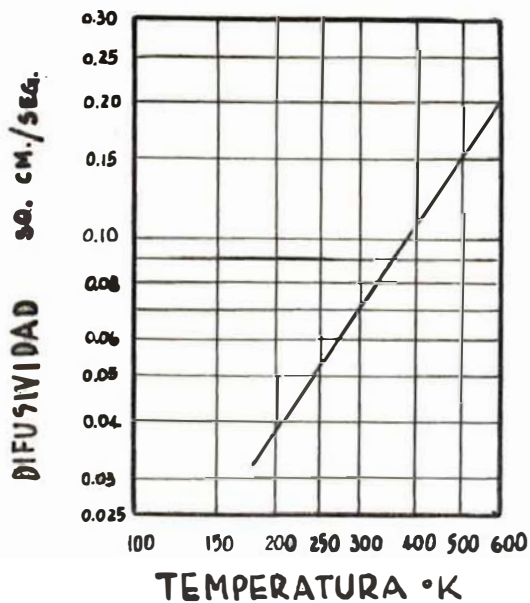
VARIACION DE LA CONDUCTIVIDAD TERMICA  
DEL  $\text{Cl}_4\text{C}$  (LIQUIDO) CON LA TEMPERATURA

FIG.N°16



VARIACION DE LA CONDUCTIVIDAD TERMICA  
DEL  $\text{Cl}_4\text{C}$  (VAPOR) CON LA TEMPERATURA.

FIG.N°17



F. TABATA

DIFUSIVIDAD DEL  $\text{Cl}_4\text{C}$   
EN AIRE A 1 ATMOSFERA

FIG.N°18

Constante dieléctrica a 20°C a frecuencia de 10-10 ciclos/  
seg.: 2.24

Muy ligeramente soluble en agua.

Miscible en alcohol, éter, cloroformo, benceno, bencina  
y de muchos aceites fijos y volátiles.

Propiedades químicas.- El tetracloruro de carbono es uno de los compuestos clorinados mas estables; no sufre descomposición por exposición a la luz como ocurre con el cloroformo, tricloroetileno y demás compuestos. No es inflamable y no ayuda la combustión de las materias carbonáceas, propiedad que es aprovechada para ser usado como agente extinguidor.

El tetracloruro de carbono se hidroliza en contacto con el agua, y ésta es promovida en presencia de muchos metales los cuales son corroidos por el ácido clorhídrico resultante. La acidez se desarrolla muy lentamente cuando el tetracloruro de carbono se pone en contacto con agua en un vaso de vidrio; pero la acción es grandemente acelerada aun a la temperatura ordinaria si es introducido un pedazo de fierro o cobre en el líquido, y es todavía mayor el incremento si es elevada la temperatura del sistema. Si empleamos un pedazo de fierro se forma cloruro ferroso en el agua y se desarrolla en el tetracloruro de carbono un material espeso de color marrón que contiene hexacloroetano en gran cantidad. Bajo las mismas condiciones, el cobre es atacado con formación de cloruro cuproso; pero en este caso no se forma el material

espeso dentro del tetracloruro de carbono.

La influencia de la temperatura en la velocidad de reacción puede observarse en el siguiente ejemplo: un pedazo de cobre "gage" 22" en una mezcla de agua-tetracloruro de carbono es atacado en 24 horas más o menos si la mezcla está a la temperatura de ebullición del tetracloruro; en cambio, el mismo pedazo no es atacado si la mezcla está a temperatura ambiente.

El níquel y el plomo son más resistentes a la corrosión del tetracloruro de carbono en presencia de agua, mientras que el cobre, el acero y el aluminio ofrecen menor resistencia.

El cuadro siguiente muestra el comportamiento de diversos metales a la temperatura ambiente y a la de ebullición frente a la mezcla agua-tetracloruro de carbono.

M E T A L	Penetración "/año	
	Temperat. ambiente	Temperat. ebull.
Aluminio	---	0.27300
Bronce	0.00060	0.26754
Cobre	0.00083	1.07065
Plomo	0.00133	0.00902

M E T A L	Penetración "/año	
	Temperat. ambiente	Temperat. ebulli.
Monel	0.00012	0.00435
Níquel	0.00002	0.00179
Acero	0.00802	0.15900
Zinc		0.04400

La inestabilidad del tetracloruro de carbono aumenta encima del punto de ebullición y la descomposición se produce a la temperatura de 150°C, especialmente con la presencia de compuestos que aceptan el cloro, tales como: Metales y óxidos de metales; a 250°C el tetracloruro se convierte en un agente activo de clorinación, así los óxidos de zinc y de aluminio son convertidos a sus respectivos cloruros.



En la práctica la descomposición es más compleja que las ecuaciones indicadas, porque junto a los cloruro se forma el hexacloruro de etano (C<sub>2</sub>Cl<sub>6</sub>).

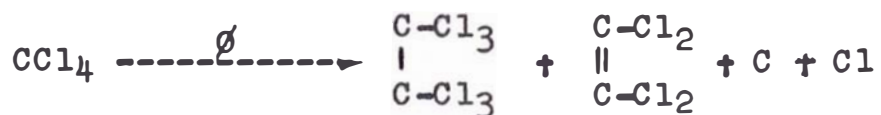
Se ha comprobado también que a limitada temperatura se forma pequeñas cantidades de cloruro de carbonilo (COCl<sub>2</sub>) cuando el vapor de tetracloruro de carbono es calentado en aire, especialmente en presencia de metales. Las posibles ecuaciones que demuestran la formación de cloruro de carbonilo desde tetracloruro de carbono son:



La presencia de cloruro de carbonilo en los gases resultantes al emplear extinguidores de tetracloruro de carbono, ha sido investigado por las Minas de Burean, y se ha comprobado que concentraciones que oscilan de 9-119 p.p.m. e

ran encontradas cuando el tetracloruro de carbono era usado en espacios cerrados.

Si hacemos pasar tetracloruro de carbono por un tubo calentado al rojo, se forma una mezcla de hexacloroetano y tetracloroetileno con depósito de carbón y desprendimiento de cloro.



#### 4.- USOS Y APLICACIONES

Las principales aplicaciones industriales del tetracloruro de carbono son:

- a) Solvente orgánico
- b) Extinguidor de fuego.
- c) Constituyentes principal de mezclas fumígenas.
- d) Reactante químico.

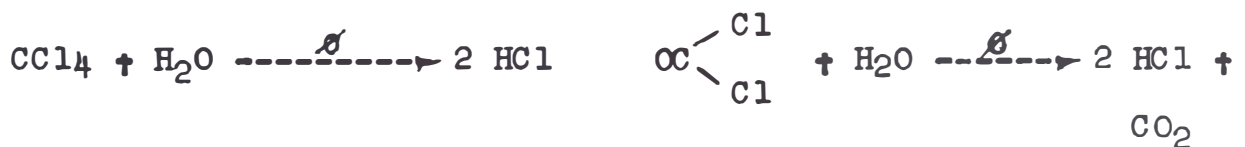
a) Solvente orgánico.- El tetracloruro de carbono es uno de los solventes orgánicos más efectivos, disuelve con facilidad a los aceites, grasas, ceras, breas, etc. Esta propiedad es aprovechada para emplearse en la extracción de aceites vegetales mezclado con algunos hidrocarburos, principalmente con exano y propano.

Otra aplicación del tetracloruro de carbono como



solvente es en el lavado en seco de ropas (dry cleaner) por las buenas propiedades de no inflamabilidad, baja volatilidad, alto poder de recuperación y rápido secado. Para este fin, el tetracloruro de carbono puede ser empleado independientemente; es decir en forma pura o mezclado con otros solventes orgánicos como el dicloroetileno o el paracloroetileno. Un producto comercial doméstico para el lavado en seco, muy empleado en los Estados Unidos, fabricado a base de tetracloruro de carbono, se expende con el nombre de "carbona" /

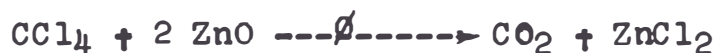
b) Extinguidor de fuego.- La propiedad de no inflamabilidad del tetracloruro es aprovechada como agente extinguidor del fuego; sus vapores pesados rodean el foco ardiente y lo ahogan; además con el vapor de agua forman una capa gaseosa incapaz de acelerar la combustión:



Por ser el tetracloruro un líquido poco conductor de la electricidad es empleado para extinguir el fuego de las centrales eléctricas o de equipos eléctricos. Con el objeto de bajar el punto de ignición de la mezcla a  $-50^{\circ}\text{F}$ , algunos extinguidores llevan 10 % o más de tricloroetileno.

c) Constituyente principal de mezclas fumígenas.- El tetracloruro es además el constituyente esencial de muchas mezclas fumígenas; a temperaturas elevadas reduce el óxido de

zinc formando cloruro de zinc:



En realidad se utilizan mezclas de zinc finamente dividido y un perclorato como oxidante, empastados con tetracloruro de carbono. La reacción se inicia con un cábo y el calor desarrollado por la oxidación del zinc provoca la reacción arriba indicada. El cloruro de zinc es violentamente pulverizado en la atmósfera; y debido a su carácter hidroscópico condensa la humedad del aire, formando una espesa niebla blanca que puede utilizarse como cortina de ocultación en fines militares.

d) Reactantes químico.- El tetracloruro de carbono como agente químico, es usado como materia prima en la producción de freón, gas empleado <sup>en</sup> refrigeración. La reacción del ácido anhídrosulfúrico con tetracloruro de carbono en presencia de catalizadores y bajo condiciones controladas origina la sustitución del átomo de cloro por el fluor para dar compuestos como el triclorofluormetano. El cloroformo también puede ser obtenido a partir de átomos de cloro con hidrógeno. Sin embargo, en estos últimos años este método de fabricación del cloroformo está siendo desplazado por el de clorinación controlada del metano.

## 5.- DIAGRAMA CUALITATIVO DEL PROCESO

Generalidades sobre el proceso escogido.- El proceso escogido de clorinación del bisulfuro de carbono aprovecha todo el monoclорuro de azufre que se obtiene como residuo (producto de fondo) de la columna de reactivación, mediante la reacción con un exceso de bisulfuro de carbono para formar tetracloruro de carbono adicional; de este modo, todo el residuo de la columna se recicla nuevamente al proceso de fabricación y forma parte de la nueva carga que se procesa. Como la producción del tetracloruro de carbono de la planta es pequeña (33 Kg/día), el método fabricación es discontinuo y se realiza en un turno de 8 horas diarias.

La operación básica del proceso, alrededor del cual se regulan todas las demás del proceso, radica en la columna de destilación fraccionada; puesto que el residuo de ésta constituye la nueva carga de trabajo, como se ha indicado anteriormente.

Descripción del proceso.- La descripción del proceso de fabricación que voy a exponer a continuación se complementará con el diagrama de flujo cualitativo de la fig. 19, pág. 46

El proceso consta de las siguientes partes principales.

1.- Reacción en el reactor.

2.- Reacción en el clorinador.

3.- Destilación por rectificación en la columna de fraccionamiento.

4.- Eliminación del monocloruro de azufre en la columna de extracción.

5.- Destilación diferencial de purificación del producto.

1.- Reacción en el reactor.- El producto de fondo que sale de la columna de rectificación con una composición por peso de 91% de  $S_2Cl_2$  y 9% de  $CCl_4$  pasa a un tanque de almacenamiento temporal, mezclándose con dos cargas frías del tanque. Al iniciarse el proceso una carga del tanque es bombeado al reactor, en donde se produce la reacción del monocloruro de azufre con el bisulfuro de carbono. Para acelerar la reacción se añade en este punto 0.5 Kg. de  $FeCl_3$  por 100 kg. de  $CCl_4$ , como catalizador de la reacción y ésta se lleva a cabo con agitación.

El objeto de la agitación es favorecer la transferencia de materias en sistemas heterogéneas, y las exigencias que debe satisfacer el agitador son dos: a) Debe dispersar o suspender la fase discontinua en la totalidad de la continua, y

b) Debe provocar intensa turbulencia entre las gotitas, burbujas o partículas suspendidas, para favorecer la transferencias de materia entre las fases.

Para estas finalidades se necesita un agitador que produzca velocidades de flujo suficientemente elevadas, que impidan la sedimentación de las partículas o la estratificación de las fases. No debe existir espacios muertos del sistema en agitación, porque producirían la concentración local de las fases. La intensidad de la turbulencia debe ser uniforme en todo el recipiente, si se quiere que la transferencia de materia tenga lugar en todos los puntos del reactor.

Las hélices pequeñas que operan a elevadas velocidades producen rápidas corrientes, pero concentran la zona de turbulencia en las proximidades del rodete; por otra parte, los rodetes grandes que funcionan a pequeñas velocidades producen turbulencia uniforme en todo el tanque, si bien las velocidades que determinan son demasiado bajas para lograr una buena suspensión o dispersión de las fases. En consecuencia, para llevar a cabo la reacción en el reactor se recomienda un agitador de tamaño mediano, del tipo de paletas rotativas que gira a 100 R.P.M. La reacción que se desarrolla es:



W.L. Faith y Ronald Clark recomiendan que la reacción se lleve a cabo bajo las siguientes condiciones:

- Añadiendo un exceso de bisulfuro de carbono de tal manera que la mezcla líquida binaria que entre el clorinador tenga una composición de 50% de  $\text{CCl}_4$  y 50 % de  $\text{CS}_2$  por peso.

- Controlar la temperatura de reacción manteniéndola a  $40^{\circ}\text{C}$  por medio del serpentín de enfriamiento.

- Añadiendo tricloruro férrico como catalizador de la reacción (0.5 Kg/100 Kg. de  $\text{CCl}_4$ ).

- Proceder la reacción con agitación, empleando un agitador de paletas rotativas de 100 R.P.M.

Según el Manual Industry Chemistry todas las condiciones citadas conducen a un rendimiento práctico industrial de la reacción de 90%.

El precipitado de azufre que se forma en la reacción se separa del producto líquido mediante una destilación diferencial. La mezcla líquida tetracloruro-bisulfuro de carbono compuesta de 0.332 y 0.668 mol. fracción, respectivamente, destila entre  $46$  y  $76.8^{\circ}\text{C}$  encontrándose experimentalmente en el laboratorio que el mayor porcentaje de ésta destila a  $61^{\circ}\text{C}$ . El azufre precipitado que se deposita en el fondo del reactor se retira del mismo como azufre fundido, para lo cual se calienta a  $115^{\circ}\text{C}$  que es la temperatura de fusión. El azufre se descarga por una tubería de purga colocada cerca del fondo del reactor y se recibe en una poza de concreto conteniendo agua fría en donde se cristaliza.

2.- Reacción en el clorinador.- La mezcla líquida tetracloruro-bisulfuro de carbono que sale del reactor es almacenada en un tanque de acero con capacidad para dos cargas de trabajo. Una carga del tanque alimenta al clorinador en

donde se lleva a cabo la clorinación del exceso de bisulfuro de carbono que no han reaccionado en el reactor.

La clorinación se realiza con gas cloro seco y la reacción es altamente exotérmica, motivo por el cual se emplea serpentín de enfriamiento para mantener la temperatura a 30 °C. La reacción que se verifica requiere un control exacto de temperatura para evitar que se torne muy violenta:



Para favorecer la reacción se emplean catalizadores transportadores de cloro como el pentacloruro de antimonio y el tricloruro férrico; en nuestro proceso hacemos uso del segundo de los nombrados en la proporción de 0.65 Kg/100 Kg. de CCl<sub>4</sub>. Además se emplean un agitador del tipo rotativo similar al descrito en el reactor que gira con una velocidad de 110 R.P.M.

El gas cloro que se emplea viene envasado en cilindros de acero de 2,000 lbs. de capacidad. Cada cilindro se coloca en la plataforma de la unidad "Chlorinzer Bulders" que funciona basado en el sistema de fuerza contrapesada, es decir, el consumo de cloro requerido en la clorinación se gradúa en un dial del instrumento controlador de tal manera que al llegar al consumo marcado, se cierran automáticamente las válvulas, deteniendo el gasto del cloro.

El rendimiento práctico industrial de la reacción en el clorinador, según el Manual Industrial Chemistry es de

donde se lleva a cabo la clorinación del exceso de bisulfuro de carbono que no han reaccionado en el reactor.

La clorinación se realiza con gas cloro seco y la reacción es altamente exotérmica, motivo por el cual se emplea serpentín de enfriamiento para mantener la temperatura a 30 °C. La reacción que se verifica requiere un control exacto de temperatura para evitar que se torne muy violenta:



Para favorecer la reacción se emplean catalizadores transportadores de cloro como el pentacloruro de antimonio y el tricloruro férrico; en nuestro proceso hacemos uso del segundo de los nombrados en la proporción de 0.65 Kg/100 Kg. de  $\text{CCl}_4$ . Además se emplean un agitador del tipo rotativo similar al descrito en el reactor que gira con una velocidad de 110 R.P.M.

El gas cloro que se emplea viene envasado en cilindros de acero de 2,000 lbs. de capacidad. Cada cilindro se coloca en la plataforma de la unidad "Chlorinzer Bulders" que funciona basado en el sistema de fuerza contrapesada, es decir, el consumo de cloro requerido en la clorinación se gradúa en un dial del instrumento controlador de tal manera que al llegar al consumo marcado, se cierran automáticamente las válvulas, deteniendo el gasto del cloro.

El rendimiento práctico industrial de la reacción en el clorinador, según el Manual Industrial Chemistry es de



95%.

### 3.- Destilación en la columna de rectificación.-

La mezcla binaria compuesta de 63.4 % de  $\text{CCl}_4$  y 36.6 % de  $\text{Cl}_2\text{S}_2$  alimenta a la columna de fraccionamiento del tipo de "platos de burbujeo". Para que la alimentación entre a la columna como líquido en su punto de ebullición (76.8 °C) se pasa a través de un precalentador que es al mismo tiempo un precondensador de los vapores, es decir la alimentación se precalienta sustrayendo parte del calor de condensación de los vapores que salen del tope de la columna.

El residuo de la columna de rectificación (producto de fondo) sale con una composición por peso de 91 % de  $\text{S}_2\text{Cl}_2$  y 9 % de  $\text{CCl}_4$  y el destilado (vapores del tope) tiene una composición de 98.5% de  $\text{CCl}_4$  y 1.5 % de  $\text{S}_2\text{Cl}_2$

El calor requerido para efectuar la separación fraccionada es suministrado mediante un alambique de calentamiento indirecto.

### 4.- Eliminación del monocloruro de azufre en la columna de extracción.-

El destilado de la columna de fraccionamiento arrastra como impureza 1.5 % de monocloruro de azufre, el cual se elimina pasando a través de una columna de extracción de contacto diferencial del tipo "spray column" en contracorriente con una solución alcalina de soda cáustica al 12%; las gotas de esta última solución, por su menor densidad, tienden a subir hacia arriba, realizándose la ex-

tracción del monocloruro de las gotas de tetracloruro que ba  
jan por la columna.

5.- Purificación del producto en el destilador di-  
ferencial.- El tetracloruro de carbono que se descarga por el  
fondo de la columna de extracción, se somete a una destila-  
ción diferencial simple de purificación para recoger el pro-  
ducto que destila entre 76.7 y 78 °C de 99.99 % de pureza.

Como la carga del destilado para la producción dia  
ria del tetracloruro de carbono es pequeña, este destilador  
trabaja cada 2 días con 2 cargas simples. El destilador es  
de fierro estañado interiormente y el calor necesario para  
destilar el tetracloruro es suministrado por medio de un ser  
pentín de vapor indirecto.

Secuencia de los procesos y operaciones en la fa-  
bricación del tetracloruro de carbono.- Toda la marcha del  
proceso de manufactura del tetracloruro de carbono puede des  
glosarse en las siguientes operaciones y procesos elementa-  
les:

1.- Transporte y almacenamiento de las materias pri  
mas en la fábrica (Operación).

2.- Flujo de flúido de la mezcla líquida binaria  
bisulfuro-tetracloruro de carbono del tanque de almacenamien  
to "c" al clorinador. (Operación).

3.- Flujo de flúido del gas cloro seco al clorina-  
dor. (Operación).

4.- Reacción del gas cloro y el bisulfuro de carbono en el clorinador (Proceso).

5.- Flujo de fluido de los productos del clorinador al tanque de almacenamiento "a". (Operación).

6.- Flujo de fluido de la mezcla binaria tetracloruro de carbon-monocloruro de azufre a la columna de fraccionamiento (Operación).

7.- Transmisión de calor por convección y radiación en el precalentador, condensador y enfriador del producto, de la columna de fraccionamiento (Operación).

8.- Flujo por gravedad del residuo de la columna de rectificación al tanque de almacenamiento temporal "b" (Operación)

9.- Flujo por gravedad de la mezcla monocloruro de azufre-tetracloruro de carbono desde el tanque "b" al reactor (Operación)

10.- Reacción del monocloruro de azufre con el bisulfuro de carbono en el reactor (Proceso).

11.- Separación del azufre precipitado, del producto líquido del reactor (Operación).

12.- Flujo de fluido de la mezcla líquida bisulfuro-tetracloruro de carbono al tanque de almacenamiento "c".

13.- Eliminación del monocloruro de azufre en la columna de extracción (Proceso y Operación).

14.- Flujo de fluido por gravedad del tetracloruro

de carbono desde la columna de extracción al tanque de almacenamiento "d" (Operación).

15.- Flujo de fluido del tetracloruro de carbono desde el tanque "d" al destilador diferencial (Operación).

16.- Purificación del tetracloro de carbono mediante una destilación diferencial simple. (Operación).

17.- Transmisión de calor por convección y radiación en el condensador y enfriador del producto (Operación).

18.- Envase y almacenamiento del tetracloruro de carbono (Operación).

Marcha horaria del proceso.- El proceso de fabricación del tetracloruro de carbono se lleva a cabo en un sólo turno de 8 horas diarias, siendo la marcha horaria del proceso la siguiente:

<u>HORAS</u>	<u>E T A P A S</u>	<u>D E L</u>	<u>P R O C E S O</u>
8:00 a.m.	Encendido del caldero automático		
8:15 a.m.	Flujo de fluido de la bomba "C" (6 minutos); carga de mezcla bisulfuro-tetracloruro de carbono al clorinador.		
8:20 a.m.	Flujo de fluido de la bomba "D" (5 minutos); carga de mezcla binaria monocloruro de azufre-tetracloruro de carbono al reactor.		
8:30 a.m.	Flujo de fluido de la bomba "B" (4 horas); alimentación de la columna de fraccionamiento, funcionamiento de los intercambiadores de precondensación, de condensación y de enfriamiento; trabajo de la columna de extracción de monocloruro de azufre.		
8:30 a.m.	Iniciación de la reacción en el reactor y en el clorinador.		
9:30 a.m.	Término de la reacción en el reactor, e iniciación de la destilación diferencial para la separación del azufre del producto líquido.		
11:00 a.m.	Término de la destilación diferencial.		
11:15 a.m.	Descarga del azufre fundido.		
12:30 p.m.	Término de la destilación en la columna de fraccionamiento.		
1:30 p.m.	Término de la reacción en el clorinador.		
1:40 p.m.	Flujo de fluido de la bomba "A" (10 minutos).		
	<u>CADA 2 DIAS</u>		
12:00 p.m.	Flujo de fluido de la bomba "F" (5.6 minutos); carga del tetracloruro de carbono al destilador diferencial.		
12:30 p.m.	Iniciación de la destilación diferencia de purificación del tetracloruro de carbono.		
2:30 p.m.	Término de la destilación.		
3:00 p.m.	Envasado y almacenamiento del producto.		

## 6.- ESPECIFICACIONES DE LAS MATERIAS PRIMAS USADAS

### Bisulfuro de Carbono fabricado por la Rayón Peruana S.A.

Fórmula:  $CS_2$

Peso molecular: 76.13

Propiedades Físicas: Líquido incoloro, pesado y muy volátil. El olor es ligeramente o profundamente desagradable, dependiendo de la pureza. La solubilidad en el agua es muy limitada, aproximadamente 2 partes en 1,000; en soluble en benceno, alcohol, éter y tetracloruro de carbono.

#### Propiedades físicas del líquido:

Gravedad específica a 15°C: 1.271

Densidad a 68°F: 10.5 lb/gal.

Punto de solidificación: - 111.6°C (-168.9°F).

Punto de ebullición: 46.25°C (115.3°F)

Presión de vapor a 20°C: 296.5 mm Hg.

Presión de vapor a 30°C: 432.8 mm-Hg.

Calor específico a 30°C: 0.239 gr-cal/gr.

Solubilidad de agua en  $CS_2$  a 25°C: 0.01%

Calor de combustión: 5,830 BTU/# a 18°C.

#### Propiedades físicas del vapor:

Densidad a 0°C y 1 atmósfera: 2.67

Calor latente de vaporización a 46°C: 84.1 cal/gr.

Calor específico, Cp (80-190°C): 0.157 cal/gr.

Relación de Cp/Cv a 100 °C: 1.21.

#### Análisis:

Pureza: 99.99 %

Gravedad específica a 15.6 °C: 1.27

Punto de ebullición 98% entre 46 y 47.5°C

Sulfuros disueltos: satisfacer la prueba de acetato de plomo.

Residuo en evaporación: no más que 0.002%

Bajo condiciones húmedas los metales convenientes para su manipulación son: fierro, acero, monel, acero inoxidable No. 304, No. 316 y aluminio.

### Cloro electrolítico

Fórmula:  $Cl_2$

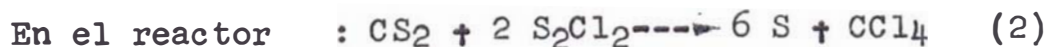
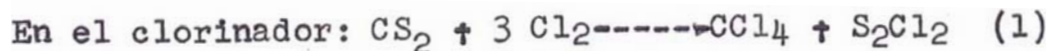
Peso molecular: 70.92

Propiedades físicas: Gas amarillo verdoso, de olor penetrante, desagradable e irritante.  
Punto de ebullición:  $-34.6^{\circ}C$   
Punto de fusión -  $101.6^{\circ}C$ .  
Solubilidad en agua: es ligeramente soluble en agua, a la presión de una atmósfera se disuelven 1.46 gr. en 100 gr. de agua a  $0^{\circ}C$  y la disolución se llama agua de cloro.

## 7.- BALANCE DE MATERIAS

Aunque el proceso de manufactura del tetracloruro de carbono es discontinuo, existe una interrelación entre las tres unidades principales: reactor, clorinador y columna de fraccionamiento por el hecho de que el residuo de la destilación (producto de fondo de la columna), constituye parte de la nueva carga del proceso de manufactura; por lo tanto, al hacerse el balance de materias se ha tomado en cuenta el conjunto de las tres unidades.

Las dos reacciones químicas que intervienen en el proceso son:



Base para efectuar el balance de materias: 100 Kgs.  
de residuo W.

En el reactor:

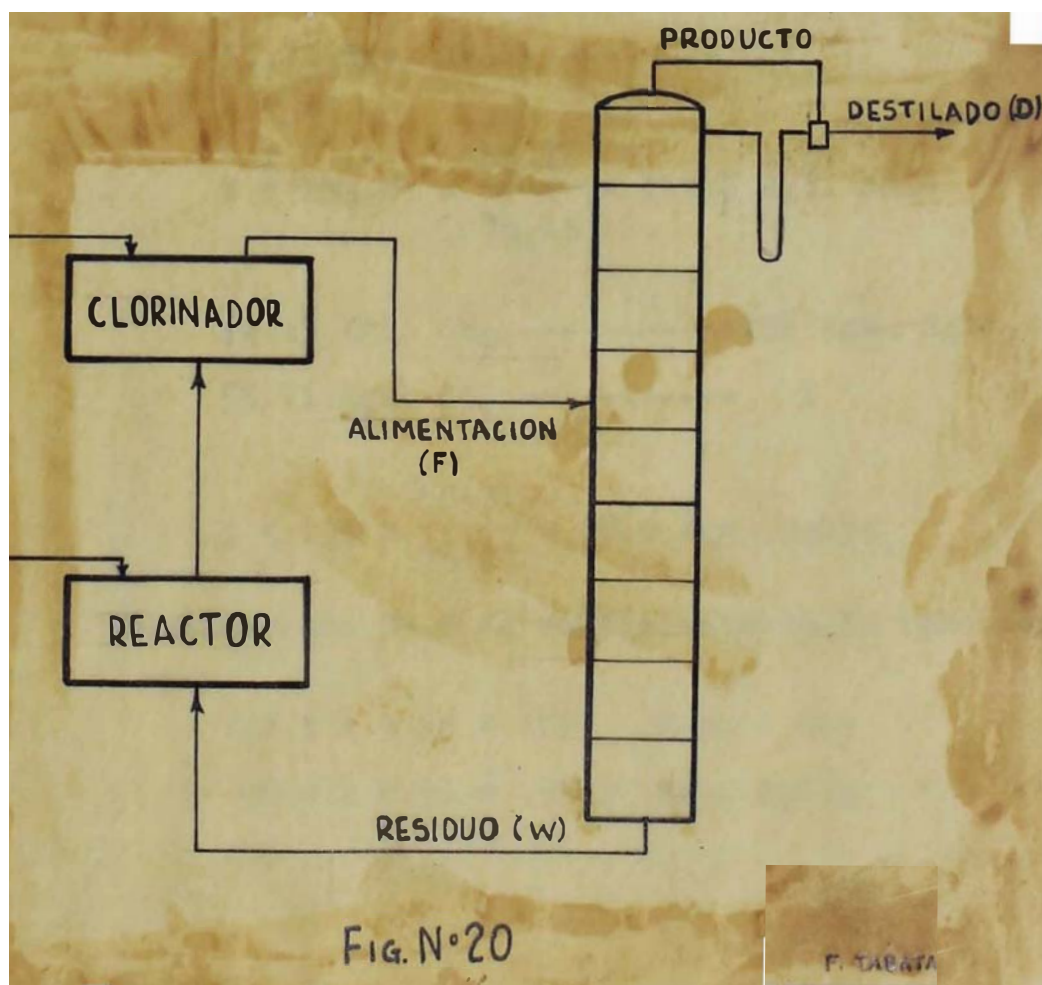
Elementos que entran:  $100 \times 0.91 = 91 \text{ Kg. S}_2\text{Cl}_2$

$100 \times 0.09 = 9 \text{ Kg. C Cl}_4$

Según la reacción (2):

270 Kgs. $\text{S}_2\text{Cl}_2$	-----	153.84 Kgs. $\text{C Cl}_4$
91 Kgs. $\text{S}_2\text{Cl}_2$	-----	X

$$X = 1.53.84 \times \frac{91}{270} = 51.9 \text{ Kgs. C Cl}_4$$





Considerando 90 % de rendimiento de la reacción:

$$51.9 \times 0.9 = 46.71 \text{ Kgs. CCl}_4$$

En el reactor se añade 55.71 Kgs. de exceso de CS<sub>2</sub> para favorecer el equilibrio de la reacción y para que el clorinador entre una mezcla binaria de 50 % de CCl<sub>4</sub> y 50 % de CS<sub>2</sub> por peso.

En el clorinador:

$$\begin{aligned} \text{Elementos que entran: } & 46.71 + 9 = 55.71 \text{ Kgs. de CCl}_4 \\ & 55.71 \text{ Kgs. de CS}_2 \end{aligned}$$

Según la reacción (1):

$$76.13 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ -----} 153.84 \text{ Kgs. CCl}_4$$

$$55.71 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ -----} X$$

$$X = 153.84 \times \frac{55.71}{76.13} = 112.5 \text{ Kgs. CCl}_4$$

$$76.13 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ -----} 135 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2$$

$$55.71 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ -----} X$$

$$X = 135 \times \frac{55.71}{76.13} = 98.9 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2$$

Considerando 95 % de rendimiento de la reacción:

$$112.5 \times 0.95 = 107 \text{ Kgs. C Cl}_4$$

$$98.9 \times 0.95 = 93.9 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2$$

En la columna de fraccionamiento:

Elementos que entran:  $107 + 55.71 = 162.71$  Kgs.  $\text{CCl}_4$   
 $93.9$  Kgs.  $\text{S}_2\text{Cl}_2$

Expresando en porcentaje por peso:

$$\% \text{CCl}_4 = \frac{162.71}{256.61} \times 100 = 63.4 \%$$

$$\% \text{S}_2\text{Cl}_2 = \frac{93.9}{251.61} \times 100 = 36.6 \%$$

Por balance de materias en la columna se verifica la ecuación:  $F = W + D$

Por consiguiente:  $D = F - W = 256.61 - 100 = 156.61$  Kgs.

Efectuando un balance por tetracloruro de carbono:

$$F x F = D x D + W x W$$

Reemplazando los valores tenemos:

$$256.61 \times 0.634 = 156.61 X_D + 100 \cdot 0.09$$

$$X_D = \frac{162.9 - 9}{156.61} = 0.985 = 98.5 \%$$

Cambiando la base supuesta para el balance por las condiciones de trabajo de la planta tenemos: producción diaria de la planta  $\frac{100,000}{300} = 333.33$  Kgs.  $\text{CCl}_4$

Considerando 2 % de pérdida de tetracloruro de carbono en la columna de extracción de monocloruro de azufre y

1% en el destilador diferencial de purificación, y teniendo en cuenta que los vapores que salen del tope de la columna de fraccionamiento tienen 98.5% de tetracloruro de carbono; el destilado de la columna para la producción fijada de la planta será:

$$\frac{333.33}{0.985 \times 0.98 \times 0.99} = 348.803 \text{ Kgs. de destilado}$$

Para la producción de la planta el residuo de la columna de fraccionamiento será:

$$\begin{array}{r} 100 \text{ Kgs. de "W"} \text{ -----} 156.61 \text{ Kgs. de "D"} \\ X \text{ -----} 348.80 \text{ Kgs. de "D"} \end{array}$$

$$X = 100 \times \frac{348.80}{156.61} = 222.72 \text{ Kgs. de W.}$$

Rectificando los cálculos con el nuevo valor de W  
W = 222.72 Kgs.

#### En el reactor

Elementos que entran:

$$222.72 \times 0.91 = 202.68 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2$$

$$222.72 \times 0.09 = 20.04 \text{ Kgs. C Cl}_4$$

Según la reacción (2):

$$270 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2 \text{ -----} 153.84 \text{ Kgs. CCl}_4$$

$$202.68 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2 \text{ -----} X$$

$$X = 153.84 \quad x = \frac{202.68}{270.00} = 115.48 \text{ Kgs. CCl}_4$$

270 Kgs. S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> ----- 192 Kgs. S  
 202.68 Kgs. S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub> ----- X

$$X = 192.00 \quad x = \frac{202.68}{270.00} = 144.13 \text{ Kgs. S}$$

76.13 Kgs. CS<sub>2</sub> ----- 270 Kgs. S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>  
 X ----- 202.68 Kgs. S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>

$$X = 76.13 \quad x = \frac{202.68}{270.00} = 57.15 \text{ Kg. CS}_2$$

Considerando 90% de rendimiento de la reacción:

$$115.48 \times 0.9 = 103.93 \text{ Kgs. CCl}_4$$

$$144.13 \times 0.9 = 129.72 \text{ Kgs. S}$$

En el reactor se añade 123.93 Kgs. de exceso de CS<sub>2</sub> de tal manera que entre al clorinador una mezcla binaria de 50% de CCl<sub>4</sub> y 50% de CS<sub>2</sub> ppr peso.

<u>ENTRA</u>	<u>SALE</u>
202.68 Kgs. S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	123.93 Kgs. CS <sub>2</sub>
20.04 Kgs. C Cl <sub>4</sub>	123.93 Kgs. CCl <sub>4</sub>
181.08 Kgs. CS <sub>2</sub>	129.72 Kgs. S
	26.22 Kgs. (pérdida en la reacción)
403.80 Kgs.	403.80 Kgs.

En el clorinador:

Elementos que entran: 123.93 Kgs. CS<sub>2</sub>  
 123.93 Kgs. CCl<sub>4</sub>

Según la reacción (1):

$$\begin{array}{r} 76.13 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ ----- } 153.84 \text{ Kgs. CCl}_4 \\ 123.93 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ ----- } \quad \quad \quad \text{X} \\ \hline \text{X} = 153.84 \times \frac{123.93}{76.13} = 250.43 \text{ Kgs. CCl}_4 \end{array}$$

$$\begin{array}{r} 76.13 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ ----- } 3 \times 70.91 \text{ Kgs. Cl}_2 \\ 123.93 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ ----- } \quad \quad \quad \text{X} \\ \hline \text{X} = 3 \times 70.91 \times \frac{123.93}{76.13} = 346.25 \text{ Kgs. Cl}_2 \end{array}$$

$$\begin{array}{r} 76.13 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ ----- } 135.00 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2 \\ 123.93 \text{ Kgs. CS}_2 \text{ ----- } \quad \quad \quad \text{X} \\ \hline \text{X} = 135.00 \times \frac{123.93}{76.13} = 219.75 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2 \end{array}$$

Considerando un rendimiento de 95% de la reacción

$$\begin{array}{l} 250.43 \times 0.95 = 237.91 \text{ Kgs. CCl}_4 \\ 219.75 \times 0.95 = 208.76 \text{ Kgs. S}_2\text{Cl}_2 \end{array}$$

<u>ENTRA</u>	<u>SALE</u>
123.93 Kgs. CCl <sub>4</sub>	361.84 Kgs. CCl <sub>4</sub>
123.93 Kgs. CS <sub>2</sub>	208.76 Kgs. S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>
346.25 Kgs. Cl <sub>2</sub>	23.51 Kgs. (pérdida en la reacción)
594.11 Kgs.	594.11 Kgs.

En la columna de destilación fraccionada:

Elementos que entran: 361.84 Kgs. CCl<sub>4</sub>  
208.76 Kgs. S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>

Expresando en porcentaje por peso:

$$\%CCl_4 = \frac{361.84}{570.60} \times 100 = 63.4 \%$$

$$\%S_2Cl_2 = \frac{208.76}{570.60} \times 100 = 36.6\%$$

361.84 Kgs. $CCl_4$	222.72 Kgs. de "W"
208.76 Kgs. $S_2Cl_2$	347.88 Kgs. de "D"
<u>570.60 Kgs.</u>	<u>570.60 Kgs.</u>

En la columna de extracción de monocloruro de azufre;

La extracción del monocloruro de azufre se lleva a cabo con solución alcalina de soda cáustica al 12%.

<u>ENTRA</u>	<u>SALE</u>
342.66 Kgs. $CCl_4$	336.28 Kgs. $CCl_4$
5.22 Kgs. $S_2Cl_2$	6.38 Kgs. (pérdida en la columna).
	5.22 Kgs. $S_2Cl_2$
347.88 Kgs.	347.88 Kgs.

En el destilador diferencial

336.28 Kgs. $CCl_4$	333.00 Kg. $CCl_4$ 99.99 %
	3.28 Kgs. pérdida en el destilador.
	<u>336.28 Kgs.</u>

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

Para producir 333.Kgs. de tetracloruro de carbono se consumen: 346.25 Kgs. de cloro y 181.08 Kgs. de bisulfuro de carbono. Además se obtiene como sub-producto de la reacción en el reactor 129.72 Kgs. de azufre.

Relación por peso de Cl<sub>2</sub> y CCl<sub>4</sub>:

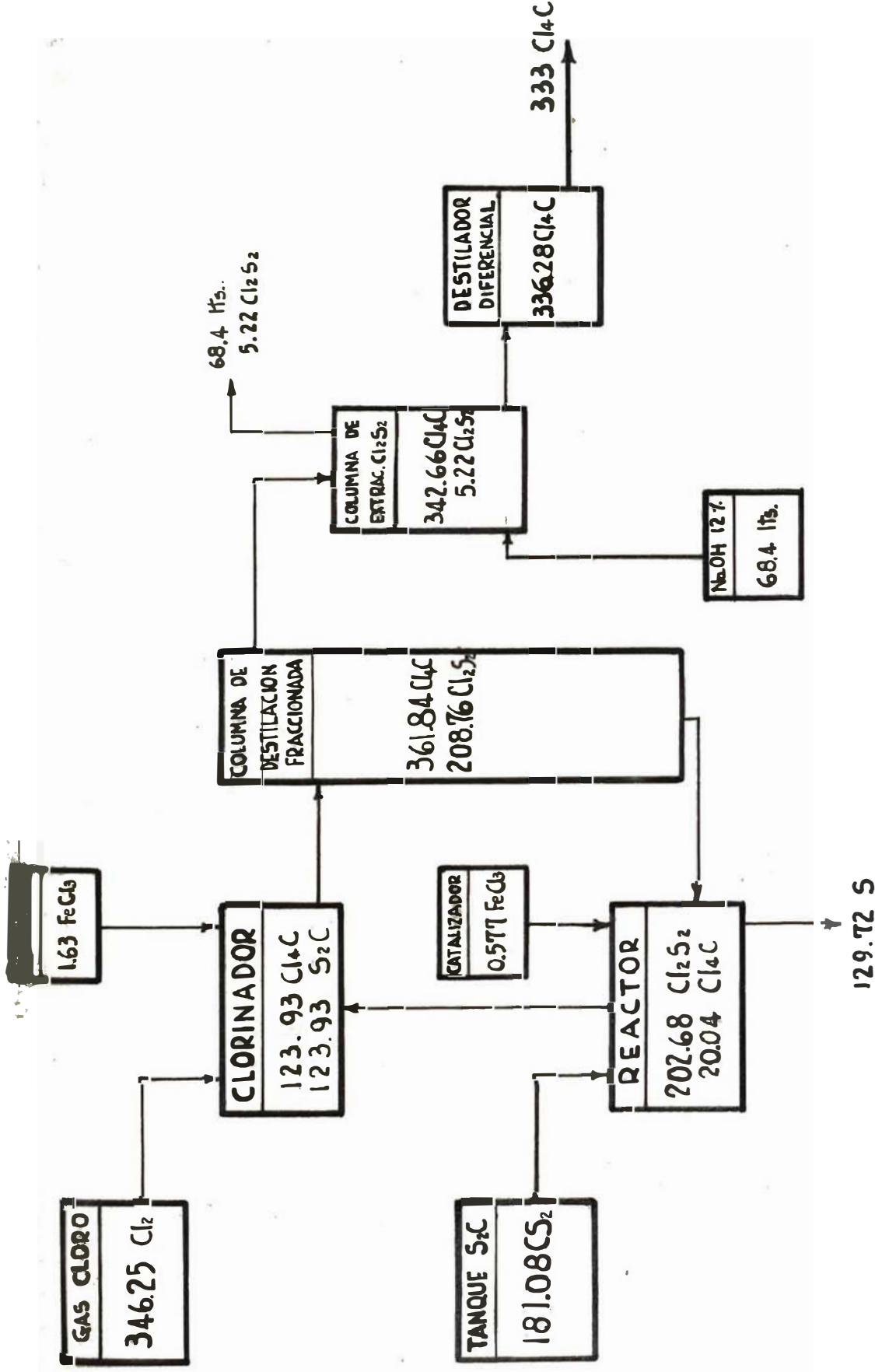
$$\frac{\text{Cl}_2}{\text{CCl}_4} = \frac{346.25}{333} = 1.04$$

Relación por peso de CS<sub>2</sub> y CCl<sub>4</sub>

$$\frac{\text{CS}_2}{\text{CCl}_4} = \frac{179.82}{333} = 0.54$$

Relación por peso de S y CCl<sub>4</sub>:

$$\frac{\text{S}}{\text{CCl}_4} = \frac{129.72}{333} = 0.39$$



F. TABATA

FIG. N°21

# FLOW SHEET CUANTITATIVO

BASE : 1 CARGA DE TRABAJO

UNIDAD DE PESO: KILO



## 9.- CALCULO DE LA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

Para el diseño de la columna de fraccionamiento se calcularán:

- a) Número de platos reales de burbujeo requeridos.
- b) Velocidad de los vapores dentro de la columna.
- c) Diámetro de la columna.
- d) Altura de la columna.
- e) Area de calentamiento del alambique.

a) Cálculo del número de platos de burbujeo.- Para el cálculo del número de platos se emplea el método gráfico de Mc Cabe y Thiele, para lo cual es necesario construir el diagrama de equilibrio del sistema tetracloruro de carbono-monocloruro de azufre.

### Datos de presión de vapor del tetracloruro de carbono (CCl<sub>4</sub>)

Temperatura °C	Presión en mm.de Hg.	Temperatura °C	Presión en mm.de Hg.
40.00	215.8	80	838.0
45.00	262.5	90	1112.0
50.00	317.1	100	1457.0
55.00	379.3	110	1880.0
60.00	450.8	120	2390.0
65.00	530.9	130	3000.0
70.00	622.3	140	3725.0
76.75 (P.E.)	760.0		

Datos de presión de vapor del monocloruro de azufre (S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>)

Temperatura	Presión en mm.de Hg.
-7.4	1
15.7	5
27.5	10
40.0	20
54.1	40
63.2	60
75.3	100
93.5	200
115.4	400
138.0 (P.E.)	760

Con los datos de los cuadros se trazan las curvas de presión de vapor vs. temperatura, del tetracloruro de carbono y del monocloruro de azufre. (Figuras 23 y 22) de las páginas 69 y 70, respectivamente).

Como para construir el diagrama del punto de ebullición y el diagrama de equilibrio se requieren presiones de vapor de los compuestos a una misma temperatura, empleando las curvas de presión de vapor obtenemos la siguiente tabla:

Temperatura en °C	Presión de vapor mm.Hg. CCl <sub>4</sub>	Presión de vapor mm.Hg. S <sub>2</sub> C <sub>12</sub>
75.30	---	100
76.75	760	105
80.00	838	118
90.00	1112	175
93.50	1230	200
100.00	1457	255
110.00	1880	345
115.40	2135	400
120.00	2390	450
130.00	3000	580
138.00	3540	760
140.00	3725	---

Para calcular las fracciones molares del tetracloruro de carbono en líquido y en vapor aplicamos la ley de Raoult's. De acuerdo con esta ley, la presión parcial del vapor de un solvente es igual a la presión del vapor del solvente puro, multiplicada por la fracción molar del solvente en la solución.

$$p_a = P_a x$$

$$p_b = P_b (1-x)$$

$$P = p_a + p_b = P_a x + P_b (1-x) \dots\dots\dots (1)$$

$$y = \frac{p_a}{p_a + p_b} = \frac{P_a x}{P_a x + P_b (1-x)} = \frac{P_a x}{P} \dots\dots\dots (2)$$

En donde: P = presión total.

p<sub>a</sub> = presión parcial del componente A.

P<sub>a</sub> = presión de vapor del componente A en estado puro a la temperatura del líquido.

x = fracción molar del componente A en el líquido.

p<sub>b</sub> = presión parcial del componente B.

P<sub>b</sub> = presión de vapor del componente B en estado puro a la temperatura del líquido.

y = fracción molar del componente A en el vapor.

Para calcular los valores de x e y, tomando una serie de temperaturas, y sustituyendo los valores correspondientes de P<sub>a</sub> y P<sub>b</sub> en las ecuaciones (1) y (2) tenemos:

A 76.75 °C:

$$760 = 760x + 105 (1-x)$$
$$x = .1$$

$$y = \frac{760.1}{760} = 1$$

A 80.00 °C

$$760 = 838 x + 118 (1-x)$$
$$x = 0.89$$

$$y = \frac{838 \cdot 0.89}{760} = 0.98$$

A 90.00 °C:

$$760 = 1112 x + 175(1-x)$$
$$x = 0.624$$

$$y = \frac{1112 \cdot 0.624}{760} = 0.92$$

A 93.5 °C:

$$760 = 1230 x + 200(1-x)$$
$$x = 0.544$$

$$y = \frac{1230 \cdot 0.544}{760} = 0.88$$

A 100 °C:

$$760 = 1457 x + 255(1-x)$$
$$x = 0.42$$

$$y = \frac{1457 \cdot 0.42}{760} = 0.805$$

A 110 °C:

$$760 = 1880 x + 349(1-x)$$
$$x = 0.287$$

$$y = \frac{1880 \cdot 0.287}{760} = 0.71$$

A 115.4 °C:

$$760 = 2135 x + 400(1-x)$$
$$x = 0.208$$

$$y = \frac{2135 \cdot 0.208}{760} = 0.583$$

A 120 °C:

$$760 = 2390 x + 450(1-x)$$
$$x = 0.16$$

$$y = \frac{2390 \cdot 0.16}{760} = 0.503$$

A 130 °C:

$$760 = 3000 x + 580 (1-x)$$

$$x = 0.0745$$

$$y = \frac{3000 \cdot 0.0745}{760} = 0.294$$

A 138 °C:

$$760 = 3540 x + 760 (1-x)$$

$$x = 0$$

$$y = 0$$

Temperatura °C	Mol.fracción CCl <sub>4</sub> en líquido "X"	Mol.fracción CCl <sub>4</sub> en vapor "Y"
76.75	1	1
80.00	0.890	0.980
90.00	0.625	0.920
93.50	0.544	0.880
100.00	0.420	0.805
110.00	0.285	0.710
115.40	0.208	0.583
120.00	0.160	0.503
130.00	0.0745	0.294

COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

Horas de trabajo al día de la columna de fracciona  
miento: 4 horas.

	G A S T O	COMPOSI CION	ESTADO	TEMPE- RATURA
Alimentación	$\frac{570.60}{4} = 142.65 \text{ Kg/hr.}$	63.4% $\text{CCl}_4$ 36.6% $\text{S}_2\text{Cl}_2$	Líquido	75.5 °C
Destilado	$\frac{347.88}{4} = 86.97 \text{ Kg/hr.}$	98.5% $\text{CCl}_4$ 1.5% $\text{S}_2\text{Cl}_2$	Vapor	76.75
Residuo	$\frac{222.72}{4} = 55.68 \text{ Kg/hr.}$	8.0% $\text{CCl}_4$ 91.0% $\text{S}_2\text{Cl}_2$	Líquido	79.0

Mol. fracción de  $\text{CCl}_4$  en la alimentación

$$\frac{63.4}{153.84} = 0.412 \text{ mol. de tetracloruro de carbono.}$$

$$\frac{36.4}{135.00} = \frac{0.271}{0.683} \text{ mol. de monocloruro de azufre.}$$

$$x_f = \frac{0.412}{0.683} = 0.603$$

Mol. fracción de  $\text{CCl}_4$  en el destilado

$$\frac{98.5}{153.84} = 0.64 \text{ mol. de tetracloruro de carbono.}$$

$$\frac{1.5}{135.00} = \frac{0.0112}{0.6512} \text{ mol. de monocloruro de azufre.}$$

$$x_D = \frac{0.64}{0.6512} = 0.982$$

Mol. fracción de CCl<sub>4</sub> en el residuo

$$\frac{9.00}{153.84} = 0.0585 \text{ mol. de tetracloruro de carbono}$$

$$\frac{91.00}{135.00} = \frac{0.674 \text{ mol.}}{0.7325} \text{ fracción de monocloruro de azufre}$$

$$x_w = \frac{0.0585}{0.7325} = 0.0798$$

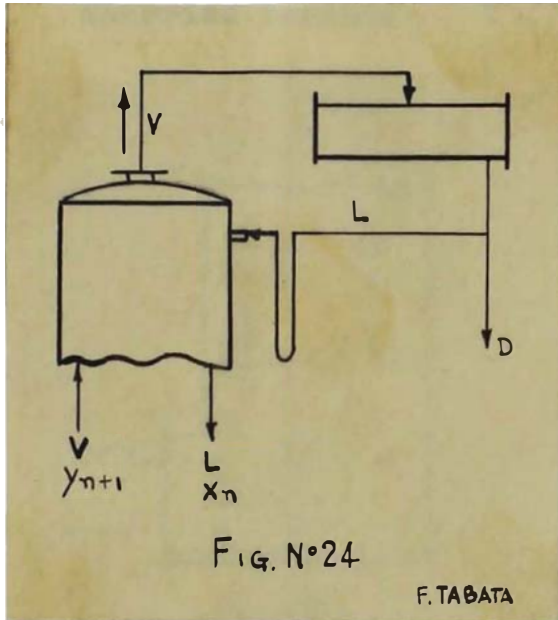
Ecuaciones de las líneas de operación.- Para las deducciones de las ecuaciones de las líneas de operación es necesario aplicar la regla de Trouton's que dice: "El calor molar de vaporización dividido entre la temperatura absoluta del punto de ebullición es constante para un gran número de líquidos químicamente similares". Según esto, el calor de vaporización de una mol. de cualquiera mezcla A y B es independiente de la composición de la mezcla, si el cambio de la temperatura es despreciable.

De esta regla se deduce el "principio de la vaporización molal constante" representado por la igualdad:

$V_{n+1} = V_n$ ; y el "principio de rebose constante" representado por la identidad:  $L_{n-1} = L_n$ .

Ecuación de la línea de Operación Superior (L.O. S.).- Tomando una sección de la columna entre los platos n y (n+1) y aplicando el balance total de materias:  $V = L + D$





Por el balance de materias del componente más volátil tenemos:

$$V y_{n+1} = L x_n + D x_D$$

Resolviendo ambas ecuaciones tenemos:

$$y_{n+1} = \frac{L x_n}{L + D} + \frac{D x_D}{L + D}$$

Esta ecuación puede expresarse en función de la razón de reflujo:

$$R = \frac{L}{D}$$

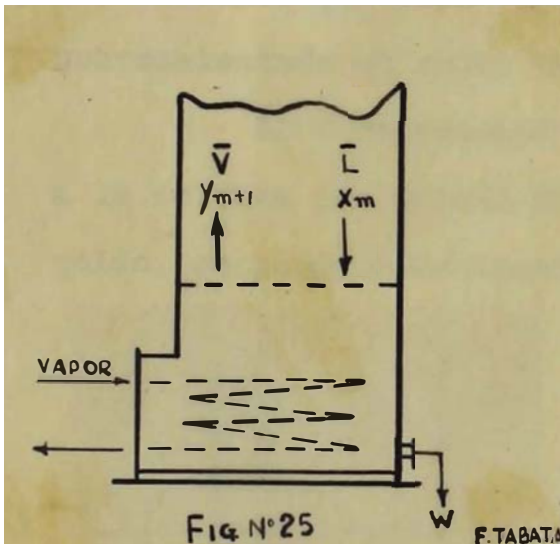
$$y_{n+1} = \frac{R}{R + 1} x_n + \frac{R}{R + 1} x_D$$

Si los platos de la columna son asumidos perfectos, los vapores que subren a un plato cualquiera estarán en equilibrio con el líquido que deja dicho plato; de este modo un punto cualquiera teniendo como coordenadas  $x = x_n$ ,  $y = y_n$  estará en la curva de equilibrio. Si los valores de  $L$ ,  $D$  y  $x_D$  son conocidos, la ecuación de la L.O.S. y la curva de equilibrio pueden ser usadas para calcular las composiciones de líquido y vapor pertenecientes a diversos platos de la columna.

#### Ecuación de la Línea de Operación Inferior (L.O.I.)

Tomando una sección debajo del plato de alimentación, entre el plato  $(m + 1)$  y el alambique y aplicando balance total de

materias tenemos:  $\bar{L} = \bar{V} + W$



Por el balance de materias del componente más volátil:

$$\bar{L} x_m = \bar{V} y_{m+1} + W x_w$$

Resolviendo ambas ecuaciones:

$$y_{m+1} = \frac{\bar{L} x_m}{\bar{L} - W} - \frac{W x_w}{\bar{L} - W}$$

Efecto de la condición de la alimentación en las líneas de operación.- La relación entre  $L$  y  $\bar{L}$ , y  $V$  y  $\bar{V}$  depende de la condición de la mezcla binaria que alimenta la columna. La alimentación puede entrar como:

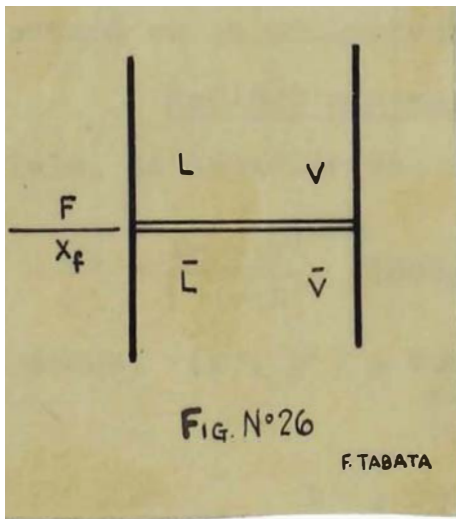
- Líquido frío
- Líquido a la temperatura de ebullición.
- Mezcla líquido-vapor.
- Vapor saturado.
- Vapor sobrecalentado.

La letra  $q$  puede ser definida como la relación del calor total necesario para convertir una mol. de alimentación en vapor saturado, entre el calor molar latente de vaporización.

Si la alimentación está como vapor saturado  $q$  será igual a cero; si está como líquido al punto de ebullición  $q$  será igual al calor latente dividido por el calor latente,

es decir tendrá un valor igual a 1; si está como líquido frío  $q$  será mayor que cero pero menor que 1 y si está como vapor sobrecalentado el valor de  $q$  será negativo.

Si  $F$  representa los moles de alimentación entrando a la columna por unidad de tiempo, y si  $qF$  es el flujo de líquido, se puede establecer:  $\bar{L} = L + qF$



También por balance de materias en el plato de alimentación:

$$L + \bar{V} + F = \bar{L} + V$$

$$\bar{V} = L + qF + V - L - F = F(q-1) + V$$

Reemplazando el valor de  $L$  en la ecuación de la L.O.I.:

$$y_{m+1} = \frac{(L+qF) x_m}{L + qF - W} - \frac{W x_w}{L + qF - W}$$

Ecuación de la línea  $q$ . - La intersección de la ecuación de la línea de operación superior con la ecuación de la línea de operación inferior dará la ecuación de la línea  $q$ .

$$y_{n+1} = \frac{L}{L + D} x_n + \frac{D}{L + D} x_D; \quad y_{m+1} = \frac{(L+qF) x_m}{L + qF - W} - \frac{W x_w}{L + qF - W}$$

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_f}{q-1}$$

Razón de reflujo. - Es la relación de la fracción del destilado que regresa a la columna de rectificación y el

producto de la destilación.

$$R = \frac{L}{D} = \frac{V - D}{D}$$

Línea q.- Como la alimentación entra como líquido a la temperatura de ebullición, la línea q será una vertical y estará en la prolongación de la línea  $y = x_f$ .

Reflujo mínimo.- En el método gráfico de Mc Cabe Thiele, la ecuación del reflujo mínimo está representada por:

$$R' = \frac{x_p - y'}{y' - x'} \quad (\text{Badger - Mc Cabe: pág. 358})$$

En donde:  $(x', y')$  = coordenadas del punto de intersección de la línea q con la curva de equilibrio.

$R'$  = reflujo mínimo

$x_D$  = composición del destilado en mol. fracción de  $CCl_4$

Reemplazando los valores:

$$R' = \frac{0.982 - 0.91}{0.91 - 0.603} = \frac{0.072}{0.307} = 0.235$$

Reflujo óptimo.- Para que el reflujo óptimo tenga un valor de 2.5 se tomó 10.65 veces el reflujo mínimo:

$$\text{Reflujo óptimo} = 10.65 \times 0.235 = 2.5$$

Intersección de la línea de operación con la ordenada y

La intersección de la línea de operación con la ordenada está dada por la ecuación:

$$y = \frac{x_d}{R + 1} \quad (\text{Badger Mc Cabe: pág.352})$$

Reemplazando los valores:

$$y = \frac{0.982}{3.5} = 0.281$$

### Línea de operación superior (L.O.S.)

En el diagrama de equilibrio el trazo de la L.O.S. se verifica uniendo el punto de intersección de  $x_D = 0.982$  con la línea auxiliar, con el punto de intersección de la L.O.S. con el eje  $y$  ( $y = 0.281$ ).

### Línea de operación inferior (L.O.I.)

La intersección de la línea  $q$  con la L.O.S. dará un punto que verifica la ecuación de la L.O.I.; por consiguiente el trazo de esta línea se obtiene uniendo este punto con el punto de intersección de la línea auxiliar con  $x_W$ .

Número de platos teóricos.- Siguiendo el método de Mc Cabe y Thiele el número de trazos horizontales en el diagrama de equilibrio dará el número teórico de platos. Según esto en el diagrama de equilibrio del sistema  $\text{CCl}_4 - \text{S}_2\text{Cl}_2$  de la pág.81, el número de platos teóricos incluyendo el alambique es 5.

Plato de alimentación teórico.- En el mismo diagrama de equilibrio el plato de alimentación será el No.3 comenzando del tope de la columna.

Eficiencia de los platos.- La eficiencia de los platos de una columna de fraccionamiento depende de varios factores, entre ellos: viscosidad del líquido, velocidad de los vapores dentro de la columna, volatilidad relativa, y concentración del líquido. Tomando la eficiencia de la tabla No.14 del Manual de Perry del capítulo de "Destilación" tenemos: eficiencia de los platos: 0.55.

Número de platos reales

$$\text{Número de platos reales encima del alambique} = \frac{5 - 1}{0.55} = 8 \text{ platos}$$

Plato real de alimentación

$$\text{Plato real de alimentación} = \frac{3}{0.55} = \text{plato No.6}$$

Velocidad de los vapores dentro de la columna.- Para el cálculo de la velocidad de los vapores dentro de la columna, aplicamos la ecuación (70) de la pág. 597 del Manual de Perry:

$$v = K_v \sqrt{\frac{\rho_1 - \rho_2}{\rho_2}}$$

En donde:

$v$  = velocidad superficial de vapor ft/seg.

$\rho_1$  = densidad del líquido lb/ft<sup>3</sup>.

$\rho_2$  = densidad del vapor lb/ft<sup>3</sup>.

$K_v$  = constante que varía según las condiciones de trabajo.

$$\rho_1 = 1.48 \times 62.4 = 92.3 \text{ lb/ft}^3$$

Para el cálculo de  $P_2$ , tomamos la temperatura de los vapores a la composición  $X_D$  empleando el diagrama de equilibrio. En el diagrama para  $X_D = 0.982$ , corresponde una temperatura de  $76.7^\circ\text{C}$ . Teniendo en cuenta que por cada 100 Kgs. de destilado hay 0.6512 moles.

$$\rho_2 = \frac{100 \times 492}{0.6512 \times 359 \times 536.7} = 0.392 \text{ lb/ft}^3$$

Reemplazando los valores en la fórmula:

$$v = 0.045 \sqrt{\frac{92.3 - 0.392}{0.392}} = 0.045 \times 15.3 = 0.689 \text{ ft/seg.}$$

Para calcular el volumen ocupado por los vapores dentro de la columna, aplicamos la ecuación:

$$V = D (R + 1)$$

$$D = \frac{0.6512}{100} \times 86.97 = 0.565 \text{ mol/hr.}$$

$$V = 0.565 \text{ mol/hr.} (2.5 + 1) = 1.980 \text{ moles/hr.}$$

El volumen ocupado será:

$$V = 359 \times 1.980 \times 2.2 \times \frac{536.7}{492} \times \frac{1}{3,600} = 0.464 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Area de la sección transversal de la columna.- Dividiendo el volumen ocupado por los vapores en la columna por la velocidad de los mismos, obtenemos la sección transversal:

$$A = \frac{0.474 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.689 \text{ ft/seg}} = 0.688 \text{ ft}^2$$

Diámetro de la columna de fraccionamiento.- El diámetro de la columna será:

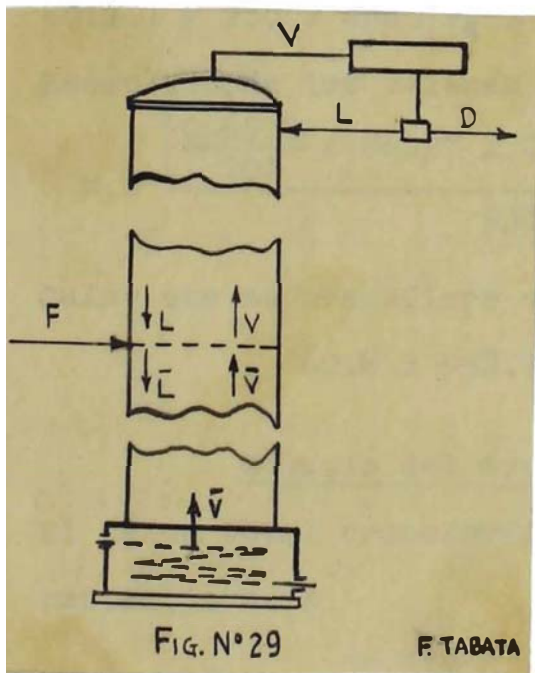
$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \frac{\sqrt{4 \times 0.688}}{3.14} = 0.935 \text{ ft} = 11.2 \text{ pulgds.}$$

Altura de la columna.- Para el cálculo de la altura de la columna se ha tomado la distancia entre platos igual a 1 diámetro. Para un alambique de calentamiento de 1.5 ft. de alto, la altura total de la torre será:

$$8 \times 0.935 + 1.5 = 8.98 \text{ fts.}$$

BALANCE DE CALOR EN LA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

Consumo de vapor.- Por balance de calor en el plato de alimentación (fig.29)



$$F + L + \bar{V} = V + \bar{L}$$

$$\bar{L} = L + qF$$

$$\bar{V} = V + L + qF - L - F$$

$$\bar{V} = F(q-1) + V$$

Reemplazando el valor de  $V = D \times (R + 1)$

$$\bar{V} = F(q-1) + D(R + 1)$$

Por balance de calor en el alambique:

$$\bar{V} \lambda_m = w \lambda_{va}$$

$$w = \frac{[F(q-1) + D(R + 1)] \lambda_m}{\lambda_{va}}$$



En donde:  $w$  = consumo de vapor en lb/hr.

$F$  = alimentación en lb-mol/hr.

$D$  = destilado en lb/mol/hr.

$R$  = razón de reflujo.

$\lambda_m$  = calor latente de vaporización de la mezcla binaria en BTU/lb-mol.

$\lambda_{va}$  = calor latente de vaporización del vapor en BTU/lb.

$$\lambda_{CCl_4} = 47 \text{ CHU/lb.} \times 153.84 = 7,200 \text{ cal./gr-mol.}$$

$$\lambda_{S_2Cl_2} = 228 \text{ joules/gr.} \times 0.239 \times 135 = 7,350 \text{ cal./gr.mol.}$$

$$\lambda_m = \frac{7,200 \times 0.603 + 7,350 \times 0.397}{1} = 7,260 \text{ cal/gr-mol.} = 13,050 \text{ BTU/lb-mol.}$$

Empleando vapor saturado a 20.7 psig. (35.43 psia.) y 260°F con  $\lambda_{va} = 938.4$  BTU/lb.

Reemplazando los valores en la fórmula:

$$w = \frac{\left[ \frac{0.6512}{100} \times 86.97 \times 2.2 (1 + 2.5) \right] 13,050}{938.4} = 60.6 \text{ lb/hr.}$$

Calor que se transfiere en el alambique:

$$60.6 \times 938.4 = 56,870 \text{ BTU/hr.}$$

#### Cálculo del área de calentamiento del alambique.-

El calor total transferido considerando 5 % de pérdida por radiación será:

$$56,870 \times 1.05 = 59,800 \text{ BTU/hr.}$$

El coeficiente fílmico del líquido fuera del alambigue de calentamiento será probablemente de una magnitud muy inferior al coeficiente fílmico del vapor que, generalmente, oscila entre 1,500 y 2,000; por consiguiente, toda la resistencia térmica puede ser asumida en el lado del líquido. Desde que es despreciable la caída de temperatura a través de la película de vapor y del metal, la temperatura puede ser estimada a la del vapor es decir a 260°F.

$$\text{Temperatura del vapor} = 260 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$\text{Temperatura del líquido} = 174 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

La temperatura del film será la media aritmética entre las dos temperaturas, es decir:  $\frac{260 + 174}{2} = 217 \text{ } ^\circ\text{F}$

Aplicando la ecuación gráfica para líquidos en convección natural fuera de tuberías fig.30 pág. 89.

$$\text{Log}_{10} [\text{Gr} \times \text{Pr}] \text{ vs. } \text{Log}_{10} \text{ Nu}$$
$$\text{Log}_{10} \left[ \frac{g D^3 \beta \Delta t \rho^2}{\mu^2} \cdot \frac{c \mu}{k} \right] \text{ vs. } \text{Log}_{10} \left[ \frac{h D}{k} \right]$$

Los valores de las variables se determinan a la temperatura media del film. El coeficiente de expansión térmica puede ser definida por la ecuación:

$$\beta = \frac{V_1 - V_2}{V \Delta t}$$

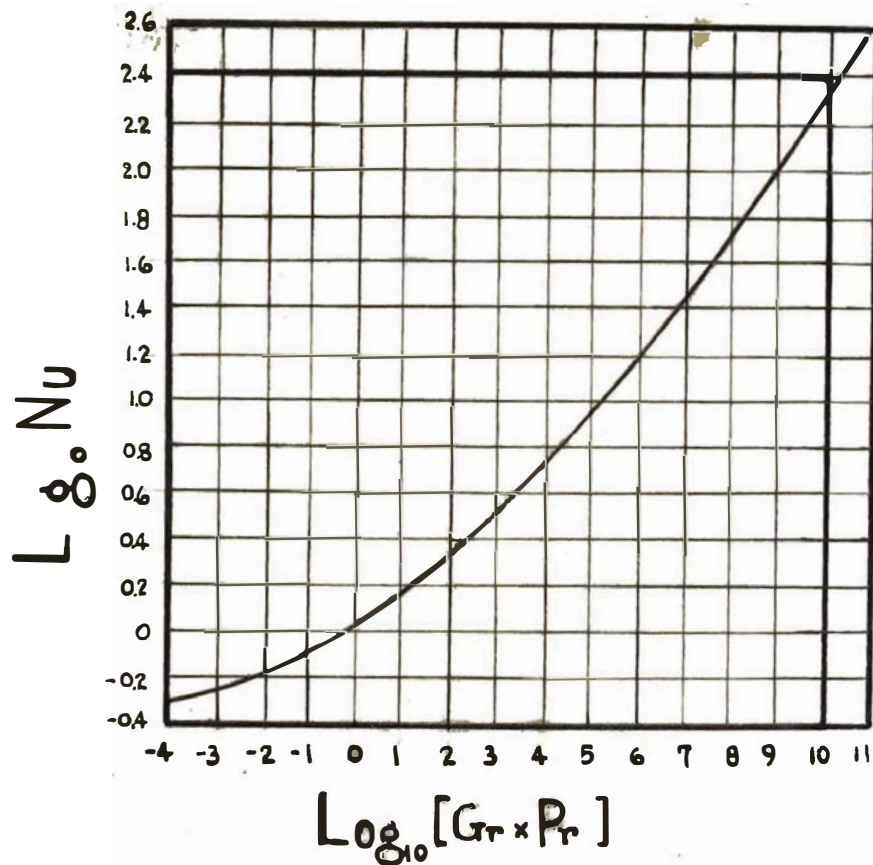
En donde:

$V_1$  = volumen específico del fluido a la temp.  $t_1$

$V_2$  = volumen específico a la temperatura  $t_2$ /

$V$  = volumen específico a la temperatura a la que el coeficiente de expansión térmica es deseado.

$$\Delta t = t_2 - t_1$$



TRANSMISION DE CALOR ENTRE TUBERIAS Y FLUIDOS EN  
CONVECCION NATURAL

FIG. N°30

NOMBRE	FORMULA	SIMBOLO
Nusselt	$\frac{hD}{K}$	Nu
Prandtl	$\frac{C\mu}{K}$	Pr
Grashof	$\frac{gD^3\beta\Delta t\rho^2}{\mu^2}$	Gr

$$t_2 = 217 + 10 = 227^{\circ}\text{F} \quad t = 217^{\circ}\text{F} \quad t_1 = 217 - 10 = 207^{\circ}\text{F}$$

$$V_1 = \frac{1}{62.4 \times 1.528} = 0.0105 \quad V_2 = \frac{1}{62.4 \times 1.5549} = 0.0103$$

$$V = \frac{1}{62.4 \times 1.5464} = 0.01035$$

$$\beta = \frac{0.0105 - 0.0103}{20 \times 0.01035} = \frac{0.0002}{0.2070} = 0.000965$$

Los valores de las variables de acuerdo a los manuales y tablas:

$$\beta = 0.000965$$

$$D = 1.315/12 = 0.1095 \text{ ft.}$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ ft/hr.}^2$$

$$\Delta t = 86^{\circ}\text{F.}$$

$$\rho = 62.4 \times 1.5464 = 96.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.22 \times 2.42 = 0.533 \text{ lb/ft. hr.}$$

$$c = 0.984 \text{ joule/gr. }^{\circ}\text{C} = 0.235 \text{ BTU/lb }^{\circ}\text{F}$$

$$k = 0.091 \text{ BTU/ft hr. }^{\circ}\text{F}$$

Reemplazando los valores en la fórmula:

$$\begin{aligned} \text{Log}_{10} [\text{Gr.} \times \text{Pr.}] &= \text{Log}_{10} \left[ \frac{4.18 \times 10^8 \times 0.10953 \times 0.000965 \times 86 \times 96.5^2}{0.533} \right] \\ &= \frac{0.235 \times 0.533}{0.091} \end{aligned}$$

En la fig. 30 de la pág. 89 para un valor de  $\text{Log}_{10} [\text{Gr} \times \text{Pr}] = 10.3138$ ,

$\text{Log}_{10} \text{Nu}$  es igual a 2.39; por lo tanto  $\text{Nu} = 245$

$$h = \frac{245 \times 0.091 \times 12}{1.315} = 203.5$$

Coeficiente total de transmisión de calor.- Para el cálculo del coeficiente total de transmisión de calor se ha tomado como base el valor del menor coeficiente de película, es decir el coeficiente de película del líquido que rodea externamente al alambique.

$$A_e = \frac{3.14 \times 1.315}{12} = 0.344; \quad A_i = \frac{3.14 \times 1.049}{12} = 0.274;$$

$$A_m = \frac{0.344 + 0.274}{2} = 0.309$$

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{h} + \frac{A_e \times X}{A_m \times k}} = \frac{1}{\frac{1}{203.5} + \frac{0.344 \times 0.133}{0.309 \times 12 \times 35}}$$

$$U_e = \frac{1}{0.00491 + 0.000352} = 190.5 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot \text{hr.} \cdot ^\circ\text{F}}$$

Area de transmisión de calor.- Aplicando la ecuación general de transmisión:

$$q = A U \Delta t_m$$

$$A = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{59,800 \text{ BTU/hr.}}{217 ^\circ\text{F} \times 190.5 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr. } ^\circ\text{F}} = 1.445 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad:  $A = 1.445$   
 $\times 1.4 = 2.03 \text{ ft}^2$ .

Longitud de tubería.- La longitud de tubería necesaria es:

$$A_e = \pi D_e L ; \quad L = \frac{A_e}{\pi D_e}$$

$$L = \frac{2.03 \times 12}{3.14 \times 1.315} = 5.9 \text{ ft.}$$

Usando tuberías de 0.95 ft. de largo, será necesario:

$$\text{No. de tubos necesarios} = \frac{5.9}{0.95} = 7 \text{ tubos.}$$

10,- CALCULO DE LOS INTERCAMBIADORES

1.- PRE-CALENTADOR DE LA ALIMENTACION O PRE-CONDENSADOR DEL DESTILADO

Para que la alimentación entre a la columna de fraccionamiento como líquido a la temperatura de ebullición del tetracloruro de carbono, se precalienta de 25 a 75.5°C en un intercambiador de calor pasando en contra corriente con los vapores del destilado. En este intercambiador se sustrae solamente parte del calor de condensación de los vapores, completándose la misma en un segundo intercambiador de condensación.

Calor que se transfiere en el pre-condensador de la alimentación.- El calor que se transfiere será el calor necesario para pre-calentar la alimentación de 25 a 75.5 °C.

$$C_{S_2C_{12}} = 27.5 \text{ cal/gr-mol. } ^\circ\text{C} = 48.5 \text{ BTU/lb-mol. } ^\circ\text{C}$$

$$C_{CCl_4} = 0.21 \text{ CHU/lb } ^\circ\text{C} = 58.3 \text{ BTU/lb-mol. } ^\circ\text{C}$$

$$C_M = \frac{0.754 \times 58.3 + 0.24 \times 49.1}{1} = 56.05$$

$$\text{P.M. promedio de la mezcla: } \frac{100}{1.103} = 90.7$$

$$q = \frac{142.65 \times 2.2}{90.7} \times 56.05 \times (75.5 - 25) = 9,810 \text{ BTU/hr.}$$

Tipo de intercambiador: Tubos horizontales con la alimentación circulando dentro de los tubos y los vapores

condensándose fuera de los mismos.

Tubería de fierro galvanizado  $\left\{ \begin{array}{l} D_1 = 0.541 \\ 5/8 \text{ ''} - 19 \text{ B.W.G.} \end{array} \right. \left\{ \begin{array}{l} D_e = 0.541 + 2 \times 0.042 = 0.625 \end{array} \right.$

Temperatura de entrada de la alimentación:  $25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$

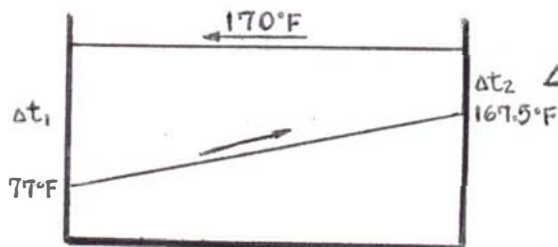
Temperatura de salida de la alimentación:  $75.5^\circ\text{C} = 167.5^\circ\text{F}$

Temperatura de entrada y salida de los vapores:  $76.75^\circ\text{C} = 170^\circ\text{F}$

Cálculo del área de calentamiento.- Según la ecuación general de transmisión de calor  $q = A U \Delta t_m$ ; para el cálculo del área de calentamiento es necesario calcular la temperatura media logarítmica ( $\Delta t_m$ ) y el coeficiente total de transmisión de calor (U).

Temperatura media logarítmica.- Aplicando la ecuación general:

$$\Delta t_m = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{2.3 \log_{10} \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{(t - t_1) - (t - t_2)}{2.3 \log_{10} \frac{(t - t_1)}{(t - t_2)}}$$



$$\Delta t_m = \frac{(170-77) - (170-167.5)}{2.3 \log_{10} \frac{(170-77)}{(170-167.5)}}$$

$$\Delta t_m = 25.2^\circ\text{F}$$

Coficiente total de transmisión de calor.- Para el cálculo de U es necesario hallar los coeficientes fílmicos, del líquido de alimentación y de los vapores condensándose fuera de tubería.



Coeficiente fílmico del líquido de alimentación.-

Emplemos la ecuación de Dittus-Boelter para fluido en flujo turbulento circulando en el interior de una tubería. Como el fluido que circula por la tubería se calienta, el número de Prandtl lleva 0.4 como valor del exponente.

$$h = 0.0225 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.4} \frac{k}{D}$$

Cálculo de Reynolds:

$$\rho_M = \frac{63.4 + 36.6}{\frac{1148}{1.62}} \times 62.4 = 95.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$CM = \frac{56.05}{1.8 \times 90.7} = 0.344 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.61 \text{ centiposeis ; } k = 0.063 \text{ BTU/ft.hr. } ^\circ\text{F}$$

$$v = \frac{142.65 \times 2.2}{1.525 \times 62.4} \times \frac{1}{\frac{3.14 \times 0.541^2}{144 \times 4}} \times \frac{1}{3,600} = 0.572 \text{ ft/seg.}$$

$$\text{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.541 \times 0.572 \times 95.4}{12 \times 0.61 \times 0.000672} = 6,010$$

$$\text{Re}^{0.8} = 0.8 \times \log_{10} 6,010 = 1,055$$

Cálculo de Prandtl:

$$\text{Pr} = \frac{c \mu}{k} = \frac{0.344 \times 0.61 \times 2.42}{0.063} = 8.05$$

$$\text{Pr}^{0.4} = 0.4 \times \log 8.05 = 2.3$$

Coefficiente fílmico de la alimentación:

$$h = 0.0225 \times 1055 \times 2.3 \times \frac{0.063 \times 12}{0.541} = 76.3$$

Coefficiente fílmico de los vapores condensándose.-

Se emplea la ecuación de Nusselt para fluido condensándose fuera de tuberías.

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{k^3 \rho^2 g \lambda}{D \mu \Delta t}}$$

En donde:

$\lambda$  = calor latente de vaporización de vapor en BTU/lb.

$\rho$  = densidad del condensado en lb/ft<sup>3</sup>.

$k$  = conductividad térmica del condensado en BTU/ft.  
hr. °F.

$g$  = aceleración de la gravedad en ft./hr<sup>2</sup>. (4.18 x 10<sup>8</sup>)

$\mu$  = viscosidad del condensado en ft/lb. hr.

$D$  = diámetro exterior de la tubería en ft.

$t$  = gradiente de temperatura entre vapor y metal en °F

Como los valores de las variables,  $k, \rho, \lambda$  y  $\mu$  se determinan a la temperatura media de la película es necesario calcular primero esta temperatura. Para ello empleamos la relación que existe entre la resistencia de las películas con las gradientes de temperatura. La fig.32 pág.98 muestra claramente las gradientes de temperatura en la transmisión de calor por convección.

$$\frac{\Delta t}{\Delta t_m} = \frac{\frac{1}{h_v A_e}}{\frac{1}{h_v A_e} + \frac{X}{A_m K} + \frac{1}{h_a A_1}} = \frac{R_1}{R_T}$$

El cálculo de  $\Delta t$  (gradiente de temperatura del fluido caliente a la pared metálica) se seguirá el método de tanteos sucesivos, asumiendo valores de  $h_v$ .

Asumiendo un valor de  $h_v = 600$

$$A_e = \frac{3.14 \times 0.625}{12} = 0.1635 \quad ; \quad A_i = \frac{3.14 \times 0.541}{12} = 0.1415$$

$$A_m = \frac{0.1635 + 0.1415}{2} = 0.1525 \quad ; \quad X = \frac{0.042}{12} = 0.0035$$

Reemplazado los valores:

$$\frac{\Delta t}{25.2} = \frac{\frac{1}{600 \times 0.1635}}{\frac{1}{600 \times 0.1635} + \frac{0.042}{12 \times 85 \times 0.1525} + \frac{1}{76.3 \times 0.1415}} = \frac{0.0102}{0.103655}$$

$$\Delta t = \frac{25.2 \times 0.0102}{0.103655} = 2.46$$

La temperatura media de la película puede ser considerada como la diferencia entre la temperatura del fluido caliente y la media del gradiente térmico ( $\Delta t$ )

$$\begin{array}{l} \text{Temperatura media} \\ \text{de la película} \\ \text{(tm)} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Temperatura del} \\ \text{fluido ca-} \\ \text{liente (t)} \end{array} - \frac{\Delta t \text{ vapor y metal}}{2}$$

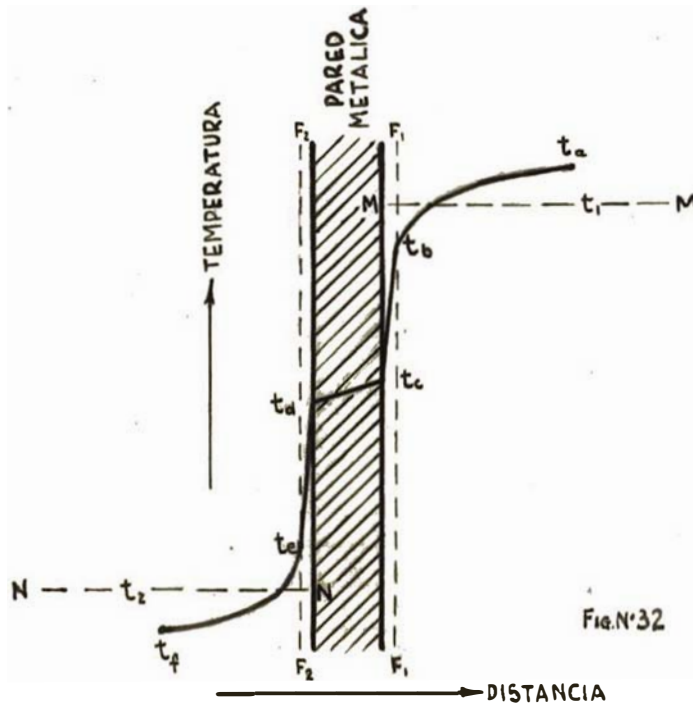


Fig. N°32

### GRADIENTES DE TEMPERATURA EN CONVECCION

#### CONDICIONES.—

- TANTAS LAS PARTES DEL FLUIDO A LA DERECHA DE F1F1 Y A LA IZQUIERDA DE F2F2 ESTAN EN FLUJO TURBULENTO.
- $t_a t_b t_c$  = GRADIENTE DE TEMPERATURA ENTRE LA TEMP. DEL FLUIDO CALIENTE Y LA PARED METALICA.
- $t_d t_e t_f$  = GRADIENTE DE TEMPERATURA DE LA PARED METALICA A LA TEMPERATURA DEL FLUIDO MENOS CALIENTE
- LINEA MM =  $t_1$  = TEMPERATURA PROMEDIO DE LA GRADIENTE  $t_a t_b t_c$
- LINEA NN =  $t_2$  = TEMPERATURA PROMEDIO DE LA GRADIENTE  $t_d t_e t_f$

$$t_m \text{ de la pel\u00edcula} = 170 - \frac{2.46}{2} = 168.77 = 169 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Reemplazando los valores en la f\u00f3rmula:

$$\mu = 0.5 \times 2.42 = 1.21 \text{ lb/ft.hr.}$$

$$\rho = 1.48 \times 62.4 = 92.4 \text{ lb/ft}^3.$$

$$k = 0.057 \text{ BTU/ft. hr. } ^\circ\text{F.}$$

$$\lambda = 47 \times 1.8 = 84.5 \text{ BTU/hr.}$$

$$D = 0.625/12 = 0.0521 \text{ ft.}$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2.$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0573 \times 92.4^2 \times 84.5 \times 4.18 \times 10^8}{0.0521 \times 1.21 \times 2.46}} = 0.725 \times 773 = 560$$

Como el valor  $h_v$  encontrado no es igual al valor a sumido, éste no será el correcto; por consiguiente:

Asumiendo  $h_v = 551$

$$\frac{\Delta t}{25.2} = \frac{\frac{1}{551 \times 0.1635}}{\frac{1}{551 \times 0.1635} + \frac{0.042}{12 \times 35 \times 0.1525} + \frac{1}{76.3 \times 0.1415}}$$

$$\frac{\Delta t}{25.2} = \frac{0.0111}{0.10455} \quad \Delta t = 2.675$$

$$t_m \text{ de la película} = 170 - \frac{2.675}{2} = 168.66 = 169^\circ \text{ F}$$

Reemplazando los valores en la fórmula:

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0573 \times 92.4^2 \times 84.5 \times 4.18 \times 10^8}{0.0521 \times 1.21 \times 2.69}} = 0.725 \times 759 = 550$$

Como el valor asumido es igual al  $h_v$  hallado, este será el valor del coeficiente fílmico de los vapores condensándose.

Coficiente total de transmisión de calor.- Para el cálculo, tomando como base el menor valor de los coeficientes fílmicos, que, en este caso, es el del líquido de a-

alimentación:

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{76.3} + \frac{0.0035 \times 0.1415}{35 \times 0.1525} + \frac{0.1415}{551 \times 0.1635}} = \frac{1}{0.0131 + 0.0000928 + 0.00157}$$

$$U_1 = \frac{1}{0.0147628} = 67.8 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{F}$$

Area de transmisión de calor

$$A = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{9,810}{67.8 \times 25.2} = 5.75 \text{ ft}^2$$

Tomando un factor de seguridad de 40 %:

$$A = 5.75 \times 1.4 = 8.05 \text{ ft}^2$$

Longitud de tubería.- Aplicando la fórmula  $A = \eta D_i L$

$$L = \frac{A}{\eta D_i} = \frac{8.05 \times 12}{0.54 \times 3.14} = 56.9 \text{ ft de tubería}$$

La elección de la longitud de tubería de los intercambiadores es un problema económico puesto que existe una inter-relación entre el diámetro y la longitud de tubería; es decir para un diámetro dado, existe una longitud económica de tubería para el diseño de las intercambiadas de calor.

En nuestro caso usando tuberías de 5 ft. de largo:

$$\text{No. de tubos necesarios} = \frac{56.9}{5} = 12 \text{ tubos}$$

## II.- CONDENSADOR DEL DESTILADO

Como el calor transferido en el precondensador es insuficiente para condensar totalmente los vapores del destilado, estos son pasados por un condensador, el cual emplea el agua que sale del enfriador del producto.

El calor que se transfiere en el condensador es la diferencia entre el calor total requerido para condensar los vapores de la columna y el calor transferido en el precondensador. Por lo tanto:

$$q = 56,870 - 9,810 = 47,060 \text{ BTU/hr.}$$

### Agua de enfriamiento

El agua de enfriamiento fluye por tubería de 7/8" - 18 B.W.G., con una velocidad de:

$$v = \frac{3,080 \text{ lb/hr.}}{62.3 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1}{3,600 \text{ seg/hr.}} \times \frac{1}{\frac{3.14 \times 0.777^2}{4 \times 144}} = 4.17 \text{ ft/seg.}$$

### Temperatura de entrada del agua de enfriamiento.-

La temperatura de entrada del agua de enfriamiento al intercambiador de condensación será la misma que la del agua que sale del enfriador del destilado; según el balance de calor de la pág.108 ésta es igual a 69.22 °F.

Temperatura de salida del agua.- Por la ecuación general de calor, la temperatura de salida será:

$$Q = w c (t_2 - t_1)$$

$$t_2 = \frac{Q}{w c} + t_1$$

Reemplazando los valores:

$$t_2 = \frac{47,060}{3,080 \times 1} + 69.22 = 84.52 \text{ } ^\circ\text{F} = 29.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tipo de intercambiador: Tubos horizontales con el agua de enfriamiento circulando dentro de la tubería y los vapores condensándose en la pared exterior de la tubería.

Tubería de fierro galvanizado  $\left\{ \begin{array}{l} D_i \text{ } 0.777 \\ 7/8'' - 18 \text{ B.W.G.} \end{array} \right.$   $\left. \begin{array}{l} \\ \text{(De } 0.777 + 2 \times 0.049 = 0.875 \end{array} \right.$

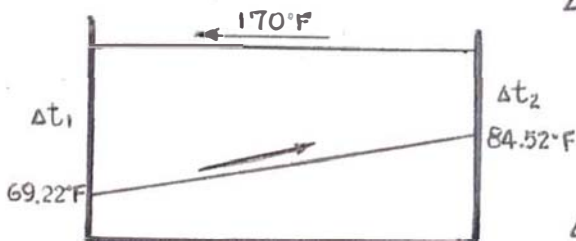
Temperatura de entrada del agua =  $69.22 \text{ } ^\circ\text{F} = 20.7 \text{ } ^\circ\text{C}$

Temperatura de salida del agua =  $84.52 \text{ } ^\circ\text{F} = 29.1 \text{ } ^\circ\text{C}$

Temperatura de entrada y salida del destilado =  $170 \text{ } ^\circ\text{F} = 76.8 \text{ } ^\circ\text{C}$

Cálculo del área de transmisión de calor.- Es necesario calcular la temperatura media logarítmica y los valores de los coeficientes fílmicos.

Temperatura media logarítmica.- Aplicando la ecuación general:



$$\Delta t_m = \frac{(170-69.22) - (170-84.52)}{2.3 \log \frac{(170-69.22)}{(170-84.52)}}$$

$$= \frac{15.30}{2.3 \times 0.07151}$$

$$\Delta t_m = 93 \text{ } ^\circ\text{F}$$



Coefficiente de película del agua de enfriamiento,

( $h_a$ ) Empleamos la ecuación de Dittus-Boelter para fluido dentro de tubería en flujo turbulento calentándose:

$$h = 0.0225 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.4} \frac{k}{D}$$

Los valores de las variables se determinan a la temperatura media aritmética del agua:  $t_{\text{media}} =$

$$t_m = \frac{69.22 + 85.42}{2} = \frac{154.64}{2} = 77.32^\circ\text{F}$$

Cálculo de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.777 \times 4.17 \times 62.24}{12 \times 0.896 \times 0.000672} = 27,950$$

$$\text{Re}^{0.8} = 0.8 \log. 27,950 = 3,597$$

Cálculo de Prandtl:

$$\text{Pr} = \frac{c \mu}{k} = \frac{1 \times 0.895 \times 2.42}{0.356} = 6.08$$

$$\text{Pr}^{0.4} = 0.4 \log. 6.08 = 2.068$$

Coefficiente fílmico del agua de enfriamiento:

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación de Dittus-Boelter

$$h_a = 0.0225 \times 3,597 \times 2.068 \times \frac{0.356 \times 12}{0.777} = 920$$

Coefficiente de película de los vapores condensándose

( $h_v$ ) .- Se emplea la ecuación de Nusselt para flujo turbulento condensándose fuera de tuberías

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{k^3 \rho^2 g h}{D \mu \Delta t}}$$

Estableciendo las proporciones entre las resistencias fílmicas y las gradientes de temperatura, para un valor de  $h_v = 300$ .

$$A_e = \frac{3.14 \times 0.875}{12} = 0.229 \quad ; \quad A_1 = \frac{3.14 \times 0.777}{12} = 0.203$$

$$A_m = \frac{0.229 + 0.203}{2} = 0.216 \quad ; \quad A_X = \frac{0.875 - 0.777}{2 \times 12} = 0.00409$$

$$\frac{\Delta t}{93} = \frac{\frac{1}{300 \times 0.229}}{\frac{1}{300 \times 0.229} + \frac{0.00409}{0.216 \times 35} + \frac{1}{920 \times 0.203}} =$$
$$= \frac{0.01455}{0.01455 + 0.00054 + 0.00535}$$

$$\Delta t = \frac{93 \times 0.01455}{0.020440} = 66 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t \text{ media de película} = 170 - \frac{66}{2} = 170 - 33 = 137 \text{ } ^\circ\text{F} = 58.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Reemplazando los valores en la fórmula:

$$\mu = 0.6 \times 2.42 = 1.452 \text{ lb/ft. hr.}$$

$$\rho = 1.51 \times 62.4 = 94.4 \text{ lb/ft.}^3$$

$$h = 48.5 \times 1.8 = 87.4 \text{ BTU/lb.}$$

$$k = 0.06 \text{ BTU/ft. hr.}^\circ\text{F}$$

$$D = 0.875/12 = 0.0729 \text{ ft.}$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2.$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.063 \times 94.42 \times 4.18 \times 10^8 \times 87.4}{0.729 \times 1.452 \times 66}} = 0.725 \sqrt[4]{100.5 \times 10^8}$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{100,000} = 0.725 \times 316 = 229$$

Como el valor asumido no coincide con el hallado, tomando un nuevo valor de  $h_v = 226$ .

$$\frac{\Delta t}{93} = \frac{\frac{1}{226 \times 0.229}}{\frac{1}{226 \times 0.229} + \frac{0.00409}{0.203 \times 35} + \frac{1}{920 \times 0.203}} =$$

$$\Delta t = \frac{93 \times 0.0193}{0.02519} = 71.3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t \text{ media de película} = 170 - \frac{71.3}{2} = 170 - 35.65 = 134.35 \text{ } ^\circ\text{F} = 56.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Reemplazando los valores en la ecuación de Nusselt:

$$\mu = 0.6 \times 2.42 = 1.452 \text{ lb/ft.hr.}$$

$$\rho = 1.515 \times 62.4 = 94.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$h = 48.5 \times 1.8 = 87.5 \text{ BTU/lb.}$$

$$k = 0.061 \text{ BTU/ft } ^\circ\text{F hr.}$$

$$D = 0.729 \text{ ft.}$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0613 \times 94.52 \times 4.18 \times 10^8 \times 87.5}{0.729 \times 1.452 \times 71.3}} = 0.725 \sqrt[4]{97.8 \times 10^8}$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{98,800} = 0.725 \times 313.5 = 227$$

Coefficiente total de transmisión de calor. - Tomando como base del cálculo el área exterior a la que corresponden de el menor coeficiente de película:

$$U_e = \frac{1}{\frac{0.229}{920 \times 0.203} + \frac{0.229 \times 0.00409}{0.216 \times 35} + \frac{1}{226.5}} =$$
$$= \frac{1}{0.001225 + 0.000124 + 0.00442}$$
$$U_e = \frac{1}{0.005769} = 173.5 \text{ BTU/ft}^2 \text{ oF hr.}$$

Area de transmisión de calor.- Aplicando la ecuación general de transmisión de calor:

$$A = \frac{q}{U_e \Delta t} = \frac{47,060}{173.5 \times 93} = 2.92 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad  $A = 2.92 \times 1.4 = 4.1 \text{ ft}^2$

Longitud de tubería

$$L = \frac{A_e}{\pi D_e} = \frac{4.1 \times 12}{3.14 \times 0.875} = 17.9 \text{ ft.}$$

Usando tubería de 3 ft de largo;

$$\text{No.de tubos necesarios} = \frac{17.9}{3} = 6 \text{ tubos}$$

### III.- ENFRIADOR DEL PRODUCTO

Una parte del producto condensado, vuelve a la columna de rectificación (reflujo) y la otra fluye a través de un intercambiador, pasando en contra corriente con agua a 20°C con lo cual se enfría el producto condensado de 76.75°C a 25°C.

Tipo de enfriador: De doble tubería, por el interior circula el condensado a enfriarse y por el espacio anular el agua de enfriamiento.

$$\begin{aligned} \text{Tubería interior } 1/2'' - 18 \text{ B.W.G.} & \left\{ \begin{aligned} D_i &= 0.402 \\ D_e &= 0.402 + 2 \times 0.049 = 0.5 \end{aligned} \right. \\ \text{Tubería exterior } 1 \ 1/2'' - 18 \text{ B.W.G.} & \left\{ \begin{aligned} D_i &= 1.384 \\ D_e &= 1.384 + 2 \times 0.058 = 1.5 \end{aligned} \right. \end{aligned}$$

Calor que se transfiere en el intercambiador.- El calor que se transfiere en el intercambiador será el necesario para enfriar el producto condensado desde  $76.75^{\circ}\text{C}$  hasta  $25^{\circ}\text{C}$ . Por lo tanto:

$$\begin{aligned} q &= 86.97 \text{ Kg/hr.} \times 2.2 \text{ lb/kg.} \times 0.21 \times 1.8 \text{ BTU/lb.}^{\circ}\text{C} (76.75-25) \\ &= 3,740 \text{ BTU/hr.} \end{aligned}$$

Temperatura de salida del agua de enfriamiento.-

El agua de enfriamiento circula por el espacio anular de las dos tuberías, con una velocidad de  $1.5 \text{ ft/seg.}$  y entra al intercambiador a la temperatura de  $20^{\circ}\text{C}$ .

$$\text{Area efectiva de circulación} = \frac{3.14 (1.394^2 - 0.5^2)}{4 \times 144} = 0.0091 \text{ ft}^2.$$

$$\begin{aligned} \text{Gasto de agua en lb/hr.} &= 1.5 \text{ ft/seg.} \times 62.32 \text{ lb/ft}^3 \times 0.0091 \text{ ft}^2 \times 3,600 = \\ &= 3,080 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

Aplicando la ecuación general de calor:  $Q = w c_p (t_2 - t_1)$

$$t_2 = \frac{Q}{w c_p} + t_1 = \frac{3,740}{3,080 \times 1} + 68 = 69.22^\circ\text{F} = 20.7^\circ\text{C}$$

Area de transmisión de calor.- Para calcular el área de transmisión de calor es preciso calcular los coeficientes fílmicos del producto condensado y del agua de enfriamiento, que se forman respectivamente en la pared interior y exterior de la tubería interior.

Coeficiente fílmico del producto condensado.- Empleando la ecuación de Dittus-Boelter para fluido en flujo turbulento dentro de tubería y como el destilado es enfriado el exponente del número de Prandtl será 0.3.

$$h = 0.0225 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.3} \frac{k}{D}$$

Los valores de las variables se determinan a la temperatura media del fluido:

$$\frac{76.76 + 25}{2} = 50.87 = 51^\circ\text{C}$$

$$D_i = \frac{0.402}{12} \text{ ft}$$

$$\rho = 62.4 \times 1.53 = 95.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.65 \text{ centiposeis}$$

$$c = 0.21 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.0625 \text{ BTU/hr. ft } ^\circ\text{F}$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{86.97 \text{ Kg/hr.} \cdot 2.2 \text{ lb/Kg.}}{95.5 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ hr.}}{3,600 \text{ seg.}} \times \frac{1}{\frac{0.402^2 \times 3.14}{4 \times 144}} = 0.632 \text{ ft/seg.}$$

Cálculo de Reynolds:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.402 \times 0.632 \times 95.5}{12 \times 0.65 \times 0.000672} = 4,620$$
$$Re^{0.8} = 0.8 \log 4,620 = 854$$

Cálculo de Prandtl:

$$Pr = \frac{c \mu}{k} = \frac{0.21 \times 0.65 \times 2.42}{0.0625} = 5.29$$
$$Pr^{0.3} = 0.3 \log 5.29 = 1.65$$

Coefficiente fílmico del producto condensado:

$$h = 0.0225 \times 854 \times 1.65 \frac{0.0625 \times 12}{0.402} = 59.1$$

Coefficiente fílmico del agua de enfriamiento.- Para el cálculo del coeficiente película del agua empleamos la ecuación de Dittus-Boelter para el caso del fluido en flujo turbulento calentándose dentro de una tubería:

$$h = 0.0225 Re^{0.8} \cdot Pr^{0.4} \cdot \frac{K}{D}$$

Como la sección es anular, será necesario calcular el diámetro equivalente:

$$\text{Diámetro equivalente} = 4 \text{ (factor de forma)} = 4 \frac{\text{Area transversal}}{\text{Perímetro de transmisión de calor.}}$$

$$D_{\text{equiv.}} = 4 \frac{3.14 (1.384^2 - 0.5^2)}{3.14 \times 0.5} = 4 \frac{0.0091}{0.1305} = 0.279 \text{ ft.}$$

La temperatura media de la película es:  $\frac{69.22 + 68}{2} = 68.61$

$$D = 0.279 \text{ ft.}$$

$$\rho = 62.32 \text{ lb/ft}^3.$$

$$c = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1.01 \text{ centipoises}$$

$$k = 0.356 \text{ BTU/hr. ft } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de Reynolds:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.279 \times 1.5 \times 62.32}{1.0 \times 0.000672} = 38,650$$

$$Re^{0.8} = 0.8 \log 38,650 = 4.675$$

Cálculo de Prandtl:

$$Pr = \frac{c \mu}{k} = \frac{1 \times 1.01 \times 2.42}{0.356} = 6.88$$

$$Pr^{0.4} = 0.4 \log 6.88 = 2.163$$

Coefficiente fílmico del agua de enfriamiento:

$$h = 0.0225 \times 4,675 \times 2.163 \times \frac{0.356}{0.279} = 290$$



Coeficiente total de transmisión de calor.- Tomando como base del cálculo el coeficiente de película del tetracloruro, es decir con respecto al área interior de la tubería interior, por la cual circula el producto condensado.

$$A_e = \frac{3.14 \times 0.5}{12} = 0.1305; \quad A_i = \frac{3.14 \times 0.402}{12} = 0.105$$

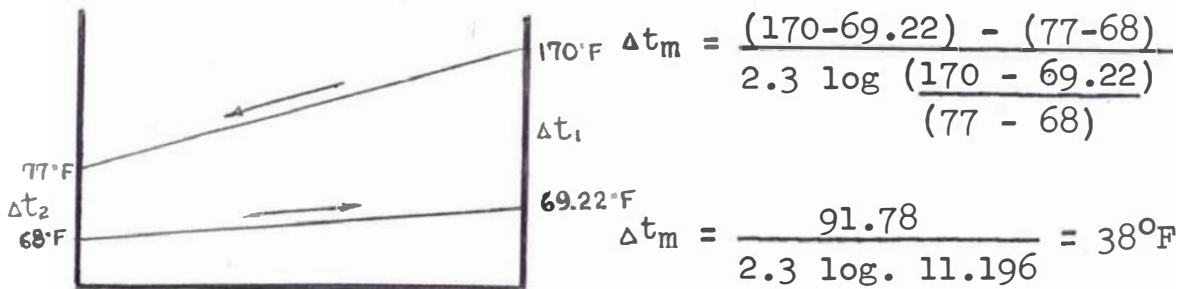
$$A_m = \frac{0.1305 \uparrow 0.105}{2} = 0.1177; \quad A_1 = \frac{0.049}{12} = 0.00408$$

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{59.1} + \frac{0.105 \times 0.00408}{0.1177 \times 35} + \frac{0.105}{0.1305 \times 290}}$$

$$= \frac{1}{0.0169 \uparrow 0.000104 \uparrow 0.00278}$$

$$U_1 = \frac{1}{0.019784} = 50.5 \text{ BTU/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F hr.}$$

Temperatura media logarítmica.-Aplicando la ecuación general:



Area de transmisión de calor.- Aplicando la ecuación general de transmisión de calor:

$$A_1 = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{3,740}{50.5 \times 38} = 1.945 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad:  $A = 1.945 \times 1.4 = 2.73 \text{ ft}^2$

Longitud de tubería.-  $A_1 = \gamma D_i L$

$$L = \frac{A_1}{\gamma D_i} = \frac{2.73 \times 12}{3.14 \times 0.402} = 26 \text{ fts.}$$

Usando tuberías de 3 ft. de largo:

$$\text{No.de tubos necesarios} = \frac{26}{3} = 9 \text{ tubos}$$

Cálculo del tanque de almacenamiento del residuo de la columna de fraccionamiento.- El objeto principal de este tanque es el mantener un flujo adecuado de las operaciones, de tal manera que el proceso de fabricación se desarrolle en un turno de 8 horas.

Si en el listado de abastecimiento de est  
lacion de cargas "; si est tan que la macena mi  
temporal para el consumo de los productos  
de los reservorios de agua de los trabajos  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los alimentos de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est

El tanque de agua de los reservorios  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est

Capacidad de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est  
de los cuales se requiere un mayor est

Capacidad  
 4 cargas = 222.72 x 4 = 890.88 Kg.

Densidad  
 lamezc 
$$\frac{890.88}{\frac{80.18 + 810.77}{1.54 + 1.636}} = \frac{890.88}{549} = 1.625$$

$$\text{Volumen ocupado} = \frac{890.88}{1.625} = 0.548 \text{ m}^3.$$

Dimensiones del tanque.- Para un tanque de 1.10 m. de altura el diámetro del mismo será:

$$D = \sqrt{\frac{4 V}{\pi h}} = \sqrt{\frac{4 \times 0.548}{3.14 \times 1.10}} = 0.796 = 0.80 \text{ m.}$$

### 11.- CALCULO DEL REACTOR

En el reactor se lleva a cabo la reacción entre el monocloruro de azufre y el bisulfuro de carbono. La reacción es exotérmica y es necesario mantener la temperatura a 40°C que es la adecuada para llevar a cabo la misma, empleándose para ello serpentín de enfriamiento.

Según el balance de materias de la pág.62 entran al reactor 222.72 Kg. del residuo de la columna de fraccionamiento correspondiente a una carga de alimentación y 181.08 Kg. de bisulfuro de carbono.

Capacidad del reactor.- El reactor es de fierro fundido estañado interiormente, cerrado, de forma cilíndrica con el fondo ligeramente parabólico. La capacidad del reactor estará fijada por la cantidad de reactantes que entran en cada operación:

$$\begin{aligned} \text{Densidad media de la mezcla} &= \frac{403.80}{\frac{202.68}{1.687} + \frac{20.04}{1.595} + \frac{179.82}{1.261}} = 1.470 \\ \text{Volumen ocupado} &= \frac{403.80}{1.470} = 275 \text{ lts.} \end{aligned}$$

Tomando 50 % como factor de seguridad:

$$V = 275 \times 1.5 = 413 \text{ lts.}$$

Dimensiones del reactor.- Para un diámetro de 0.7 m. el reactor tendrá una altura de:

$$h = \frac{4 V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 413.}{3.14 \times 0.7} = 1.07 = 1.10 \text{ m.}$$

Cálculo del serpentín de enfriamiento.- Para el diseño del serpentín de enfriamiento es necesario calcular el calor de reacción; la ecuación representativa de la reacción que se desarrolla en el reactor es:



Cálculo del calor de reacción: Todos los reactivos entran a 25°C.

Temperatura base: 25°C.

Calor "Q" que entra:

$$\begin{aligned} \text{Calor de formac.} \\ \text{del CS}_2 &= - 21 \frac{\text{Kcal.}}{\text{mol-gr.}} \times \frac{55.89 \times 1,000}{76.13} \text{ mol-gr.} \times 3.97 \\ & \text{BTU} \\ \text{Kcal} &= 61,250 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor de formac.} \\ \text{del S}_2\text{Cl}_2 &= + 14.2 \frac{\text{Kcal.}}{\text{mol-gr.}} \times \frac{202.68 \times 1,000}{135} \text{ mol-gr.} \times 3.97 \\ &= 84,600 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\text{Calor que entra: } - 61,250 + 84,600 = 23,350 \text{ BTU}$$

Calor "Q" que sale:

$$\begin{aligned} \text{Calor de form.} \\ \text{del CCl}_4 = 33.34 & \frac{\text{Kcal.}}{\text{mol-gr.}} \times \frac{115.48 \times 1,000}{153.83} \times 3.97 \frac{\text{Kcal.}}{\text{mol-gr.}} = \end{aligned}$$

$$99,300 \text{ BTU.}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible del } \text{CCl}_4 &= + 0.201 \frac{\text{cal.}}{\text{gr. } ^\circ\text{C}} \times 115.48 \times 1,000 \times 0.00397 \\ &\frac{\text{BTU}}{\text{cal.}} (40-25) = 1,380 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible del exceso } \text{S}_2\text{C} &= + 18.4 \frac{\text{cal.}}{\text{mol-gr. } ^\circ\text{C}} \frac{123.93 \times 1,000}{76.13} \times 0.00997 \\ &\frac{\text{BTU}}{\text{cal.}} (40-25) = 1,785 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible del S} &= + 5.755 \frac{\text{cal.}}{\text{mol-gr. } ^\circ\text{C}} \frac{144.13 \times 1,000}{32.02} \times 0.00397 \\ &\frac{\text{BTU}}{\text{cal.}} (40-25) = 1,520 \text{ BTU} \end{aligned}$$

Calor que sale:  $99,300 + 1,380 + 1,785 + 1,520 = 103,985 \text{ BTU}$

Calor de reacción = (Calor que entra) - (Calor que sale)

Calor de reacción =  $+ 23,350 - 103,985 = - 80,635 \text{ BTU}$

Agua de enfriamiento.- El calor de reacción se disipa mediante un serpentín enfriado con agua, la cual fluye por tubería de 1" - 18 B.W.G. con una velocidad de 3.5 ft/seg. El gasto de agua es:

$$w = 3.5 \text{ ft/seg.} \times 3,600 \times \frac{3.14 \times 0.902^2}{4 \times 144} \text{ ft}^2 \times 62 \text{ lb/ft}^3 = 3,470 \text{ lb/hr.}$$

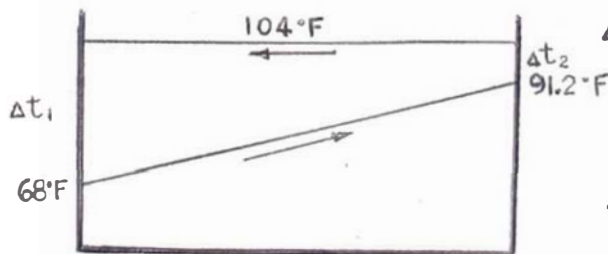
Temperatura de salida del agua de enfriamiento.-

El calor total de la reacción se disipa en 1 hora, tiempo que dura la misma. El agua de enfriamiento entra a  $20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$  siendo la temperatura de salida:

$$t_2 = \frac{Q}{w c} + t_1 = \frac{80,635}{3,470 \times 1} + 68 = 91.2 \text{ } ^\circ\text{F} = 33^\circ\text{C}$$

Cálculo del coeficiente total de transmisión de calor.- Para el cálculo del coeficiente total de transmisión de calor, si bien es posible calcular el coeficiente fílmico del agua de enfriamiento mediante la ecuación de Dittu-Boelter; en cambio es difícil calcular el coeficiente fílmico del líquido fuera de tubería, puesto que éste no está en convección natural debido a la agitación mecánica que el líquido es sometido durante la reacción. Este factor aumenta considerablemente el número de Reynolds y, por consiguiente, el valor del coeficiente fílmico es también elevado. Por lo tanto, el valor del coeficiente total de transmisión se ha tomado del Manual de Perry del capítulo de "Transmisión de calor", tabla "over all coefficients" escogiendo el valor del coeficiente de acuerdo a las condiciones de trabajo del reactor. El valor del coeficiente tomado de la tabla es  $U = 200 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{F}$ .

Temperatura media logarítmica.- Aplicando la ecuación general:



$$\Delta t_m = \frac{(104 - 68) - (104 - 91.2)}{2.3 \log \frac{(104 - 68)}{(104 - 91.2)}} =$$

$$\Delta t_m = \frac{23.2}{2.3 \times 0.44871} = 2255 \text{ } ^\circ\text{F}$$



Area de transmisión de calor

$$A = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{80.635}{300 \times 22.55} = 11.92 \text{ ft}^2/$$

Longitud de tubería

$$A = \pi D L \quad L = \frac{A}{\pi D} = \frac{11.92 \times 12}{3.14 \times 1.00} = 45.6 \text{ ft.}$$

Número de espiras del serpentín.- Usando serpentín de 2.0π ft. de circunferencia el número de espiras necesarias:

$$\frac{45.6}{2.0 \times 3.14} = 8 \text{ espiras}$$

Tomando una distancia espacial entre espiras de 3 cm.; la altura total del serpentín de enfriamiento es:  
 $1 \times 3.0 + 8 \times 1 \times 2.54 = 21.0 + 20.3 = 41.3 \text{ cm.}$

Objeto de la destilación diferencial en el reactor.-

Para separar el producto líquido del precipitado de azufre que se forma en la reacción se somete la mezcla líquida a destilación diferencial. La porción líquida formada por tetracloruro de carbono y el exceso de bisulfuro sin reaccionar destila en el rango de 46 a 76.8 C, mientras que el azufre sólido permanece en el fondo del reactor. Posteriormente este azufre es retirado del reactor en forma fundida a la temperatura de 115°C.

Calor que se transfiere:

$$\lambda_{S_2C} = 344 \text{ joule/gr.} \times 0.239 \times 76.13 = 6,260 \text{ cal/gr-mol.}$$

$$\lambda_{CCl_4} = 47.5 \text{ cal/gr.} \times 153.84 = 7,300 \text{ cal/gr-mol.}$$

Fracción molar de  $CCl_4$  y  $S_2C$ :

$$\frac{123.93}{153.84} = 0.805 \quad \text{mol.fracción de } CCl_4 = \frac{0.805}{2.430} = 0.332$$

$$\frac{123.93}{76.13} = \frac{1.625}{2.430} \quad \text{mol.fracción de } S_2C = \frac{1.625}{2.430} = 0.669$$

$$\text{P.M. promedio} = \frac{247.86}{2.430} = 101.8$$

$$\lambda_M = \frac{0.332 \times 7,300 + 0.669 \times 6,260}{1} = 6,600 \text{ cal/gr-mol.}$$

$$q = 247.86 \text{ kg.} \times 1,000 \times 6,600 \text{ cal/gr-mol} \times \frac{1}{101.8} \text{ gr-mol} \times 0.00397 = 64,000 \text{ BTU}$$

Este calor se transfiere en 1.5 hora tiempo que dura la destilación, luego el calor que se transfiere por hora es:  $\frac{64,000}{1.5} = 42,6000 \text{ BTU/hr.}$

Agua de enfriamiento.- El agua de enfriamiento fluye por tubería de 7/8" 18 B.W.G. con una velocidad de 3 ft/seg.

$$\text{Gasto de agua} = 3 \text{ ft/seg.} \times 3,600 \times \frac{0.777^2 \times 3.14}{4 \times 144} \text{ ft}^2 \times 62.3 \text{ lb/ft}^3 = 2,220 \text{ lb/hr.}$$

Temperatura de salida del agua.- Por un balance de calor la temperatura de salida del agua es:

$$t_2 = \frac{q}{w c} + t_1 = \frac{42,600}{2,220 \times 1} + 68 = 87.3 \text{ } ^\circ\text{F} = 30.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tipo de intercambiador: Tubos horizontales con el agua de enfriamiento circulando dentro de la tubería y los vapores condensándose en la pared exterior de la tubería.

Tubería de fierro galvanizado (D<sub>i</sub> = 0.777  
7/8" - 18 B.W.G. (D<sub>e</sub> = 0.777 + 2 x 0.049 = 0.875

Temperatura de entrada del agua = 68° F = 20 C.

Temperatura de salida del agua = 87.3 °F = 30.6 C.

Area de transmisión de calor.- Es preciso calcular los coeficientes fílmicos del agua de enfriamiento y de los vapores condensándose.

Coefficiente de película del agua.- Aplicando la ecuación de Dittus-Boelter:

$$h = 0.0225 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.4} \frac{k}{D}$$

Los valores de las variables se determinan a la temperatura media del agua:

$$t_m = \frac{87 + 68}{2} = 77.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.777 \times 3 \times 62.24}{12 \times 0.000672 \times 0.895} = 20,100$$

$$\text{Re}^{0.8} = 0.8 \times \log. 20,100 = 0.8 \times 4.30320 = 2,770$$

Cálculo de Prandtl:

$$Pr = \frac{c \mu}{k} = \frac{1 \times 0.895 \times 2.42}{0.351} = 6.18$$

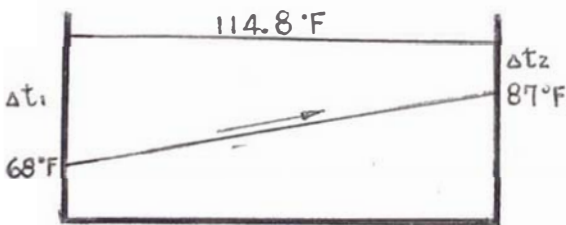
$$Pr^{0.4} = 0.4 \times \log. 6.18 = 2.072$$

Coefficiente fílmico del agua de enfriamiento:

$$h = 0.0225 \times 2,770 \times 2.072 \times \frac{0.351 \times 12}{0.777} = 700$$

Coefficiente de película de los vapores.- Como es difícil conseguir los datos de las variables  $k, \mu$ , y  $\rho$  de la ecuación de Nusselt, de la mezcla líquida tetracloruro de carbono-bisulfuro de azufre, se ha considerado para el cálculo del coeficiente de película la condición más desfavorable, es decir, se ha tomado al líquido que da el menor valor de  $h$  y por consiguiente del coeficiente total de transmisión de calor  $U$ , que en este caso es el tetracloruro de carbono.

Temperatura media logarítmica.



$$\Delta t_m = \frac{(114.8 - 68) - (114.8 - 87)}{2.3 \log \frac{(114.8 - 68)}{(114.8 - 87)}} =$$

$$\Delta t_m = 36.5 \text{ } ^\circ \text{F}$$

Estableciendo las proporciones entre las resistencias térmicas y las gradientes de temperatura; y asumiendo un valor de  $h_v = 710$ .

$$A_e = \frac{3.14 \times 0.875}{12} = 0.229 \quad ; \quad A_1 = \frac{3.14 \times 0.777}{12} = 0.2035$$

$$A_m = \frac{0.229 + 0.2035}{2} = 0.21625 \quad ; \quad X = \frac{0.875 - 0.777}{2 \times 12} = 0.00408$$

$$\frac{\Delta t}{36.5} = \frac{\frac{1}{710 \times 0.229}}{\frac{1}{710 \times 0.229} + \frac{0.00408}{35 \times 0.216} + \frac{1}{700 \times 0.2035}} = \frac{0.00615}{0.00615 + 0.00054 + 0.00704}$$

$$\Delta t = \frac{0.00615}{0.01373} \times 36.5 = 16.3$$

temperatura media  
de la película =  $114.8 - \frac{16.3}{2} = 106.65 \text{ } ^\circ\text{F} = 41.5 \text{ } ^\circ\text{C}$

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación de Nusselt:

$$\begin{aligned} \mu &= 0.72 \text{ centipoise} \\ \rho &= 1.5 \times 62.4 = 93.5 \text{ lb/ft}^3. \\ h &= 49 \times 1.8 = 88.3 \text{ BTU/lb.} \\ k &= 0.064 \text{ BTU/hr. ft. } ^\circ\text{F} \\ D &= 0.875/12 \text{ ft} \\ g &= 4.18 \times 10^8 \end{aligned}$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0643 \times 93.5^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 88.3}{0.073 \times 0.72 \times 2.42 \times 16.3}} = 0.725 \times \sqrt[4]{406 \times 10^8}$$
$$h = 0.725 \sqrt{201,400} = 0.725 \times 448.5 = 325$$

Como el  $h_v$  asumido no es igual al hallado por la ecuación de Nusselt, asumiendo otro valor de  $h_v = 304$

$$\frac{\Delta t}{36.5} = \frac{\frac{1}{304 \times 0.229}}{\frac{1}{35 \times 0.229} + \frac{0.00408}{35 \times 0.216} + \frac{1}{700 \times 0.2035}} =$$
$$= \frac{0.01435}{0.01435 + 0.00054 + 0.00704}$$
$$\Delta t = \frac{0.01435}{0.02193} \times 36.5 = 23.9$$

Temperatura media  
de la película =  $114.8 - \frac{23.9}{2} = 102.8 \text{ } ^\circ\text{F} = 39.4 \text{ } ^\circ\text{C}$

Tomando los valores de las variables a la temperatura de  $39.4 \text{ } ^\circ\text{C}$  y reemplazándolos en la fórmula:

$$\mu = 0.73 \times 2.42 = 1.765 \text{ lb/ft.hr.}$$

$$\rho = 1.55 \times 62.4 = 96.8 \text{ lb/ft.}^3$$

$$h = 50 \times 1.8 = 90 \text{ BTU/lb.}$$

$$k = 0.0644 \text{ BTU/ft hr. } ^\circ\text{F}$$

$$D = 0.875/12 \text{ ft.}$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ ft/hr}^2/$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0644^3 \times 96.8^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 90}{0.073 \times 0.72 \times 2.42 \times 23.9}} = 0.725 \sqrt[4]{306 \times 10^8}$$

$$h = 0.725 \sqrt{175,000} = 0.725 \times 418.5 = 304$$

Luego el valor del coeficiente fílmico de los vapores es 304.

Coeficiente total de transmisión de calor.- Tomando como base el coeficiente de fílmico de los vapores.

$$U_e = \frac{1}{\frac{1}{304} + \frac{0.229 \times 0.00408}{35 \times 0.216} + \frac{0.229}{700 \times 0.2035}} =$$
$$= \frac{1}{0.00329 + 0.0001238 + 0.00161}$$

$$U_e = \frac{1}{0.0050238} = 199 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr. } ^\circ\text{F}}$$

Area de transmisión de calor.- De la ecuación general de transmisión:

$$A = \frac{q}{U_e \Delta t_m} = \frac{42,600}{199 \times 36.5} = 5.88 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad  $A = 5.88 \times 1.4 = 8.23 \text{ ft}^2$

Longitud de tubería:

$$A_e = \pi D_e L \quad ; \quad L = \frac{A_e}{\pi D_e} = \frac{8.23 \times 12}{3.14 \times 0.875} = 36 \text{ ft.}$$

Usando tuberías de 3 ft de largo,

$$\text{No. de tubos necesarios} = \frac{36}{3} = 12 \text{ tubos}$$

Tanque de almacenamiento del producto del reactor. El producto líquido del reactor pasa a un tanque de almacenamiento temporal de acero que tiene una capacidad para 3 cargas. Al iniciarse el proceso una carga alimenta al clorinador de tal manera que el condensado proveniente del reactor

entre en contacto con 2 cargas frías del tanque, permaneciendo el conjunto hasta el día siguiente. Como la temperatura del destilado no es elevada, éste se enfría rápidamente cediendo parte de su calor a las 2 cargas frías del tanque, además de la disipación del calor por radiación y conducción a través de las paredes del tanque.

Capacidad del tanque.- Para el cálculo se ha tomado como base la capacidad promedio de trabajo de 3 cargas con un coeficiente de seguridad por volumen de 33.33 %, es decir estará diseñado para una capacidad de 4 cargas.

$$\text{Peso de las} \\ 4 \text{ cargas} = 4 \times 247.86 = 991.44 \text{ Kg.}$$

$$\text{Densidad media} \\ \text{de la mezcla} = \frac{.991.44}{\frac{495.72}{1.55} + \frac{495.72}{1.83}} = 1.37$$

$$\text{volumen ocupado} = \frac{991.44}{1.37} = 723 \text{ lts.}$$

Dimensiones del tanque.- El tanque es de forma cilíndrica; para una altura de 1.5 m, el diámetro será:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot h}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0.723}{3.14 \times 1.5}} = 0.785 \text{ m.}$$

Area de calentamiento necesario para la chaqueta de vapor.- Con el fin de suministrar el calor necesario para destilar la mezcla líquida del reactor, así como el calor para fundir el azufre precipitado se usa el sistema de calentamiento



miento de chaqueta de vapor.

Calor total por transferir

Calor específico medio de la mezcla  $\text{CCl}_4 - \text{CS}_2 = 23.2 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol } ^\circ\text{C}}$

$$\text{Calor sensible de la mezcla} = \frac{247.86 \times 1,000}{101.8} \text{ gr-mol} \times 23.2 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol } ^\circ\text{C}} (61-30) = 6,950 \text{ BTU}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor latente de vaporizae. de la mezcla} &= \frac{247.86 \times 1,000}{101.8} \text{ gr-mol} \times 6,600 \frac{\text{cal.}}{\text{gr-mol}} \times 0.00397 \\ &= 64,000 \text{ BTU} \end{aligned}$$

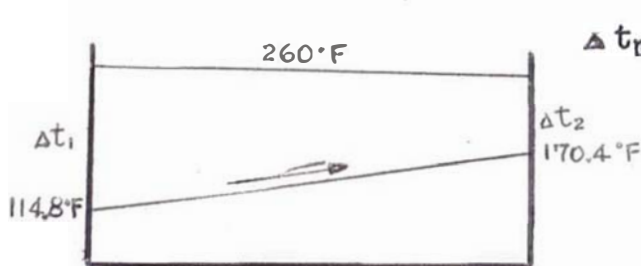
$$\begin{aligned} \text{Calor sensible del azufre} &= \frac{129.72 \times 1,000}{32} \text{ gr-mol} \times 4.74 \frac{\text{cal.}}{\text{gr-mol.C}} \\ &(76.8-30) \times 0.00397 = 3,560 \text{ BTU} \end{aligned}$$

Calor total:  $6,950 + 64,000 + 3,560 = 74,510 \text{ BTU/1.5 hora}$

El calor que se transfiere por hora será:

$$\frac{74,510}{1.5} = 49,700 \text{ BTU}$$

Temperatura media logarítmica.- Aplicando la ecuación general:



$$\Delta t_m = \frac{(260-114.8)-(260-170.4)}{2.3 \times \log. \frac{145.2}{89.6}}$$

$$\Delta t_m = 115.5 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Area de calentamiento.- Para el cálculo del área de calentamiento de la chaqueta de vapor, es necesario hallar el coeficiente total de transmisión de calor, el cual

se ha tomado de la Tabla "Jacketed Vessels - Overall coefficients". Para nuestro caso, el valor del coeficiente es

$$U = 75$$

El área de calentamiento es:

$$A = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{49,700}{75 \times 115.5} = 5.75 \text{ ft}^2/$$

Tomando 40 % de factor de seguridad:  $A = 5.75 \times 1.4 = 8.05 \text{ ft}^2$

Extracción del azufre precipitado del reactor.- El azufre precipitado es extraído del fondo del reactor en forma de azufre líquido fundido (115°C) por una válvula de purga situada cerca del fondo del reactor y se recibe en una poza de concreto con agua, colocada debajo del nivel del suelo.

Dimensiones de la poza para recibir la descarga del azufre.- Tendrá una capacidad para 15 descargas, es decir para 15 días de trabajo.

$$\text{Peso de azufre: } 15 \times 129.72 = 1,945 \text{ Kg.}$$

$$\text{Volumen} = \frac{1,945}{2.06} = 940 \text{ lts.}$$

El azufre fundido se vertirá sobre 500 lts. de agua fría, por consiguiente la capacidad del tanque tomando 30 % de factor por volumen será:

$$(940 \text{ lts.} + 500 \text{ lts.}) \times 1.3 = 1,870 \text{ lts.}$$

La poza de concreto es de forma rectangular; para una sección transversal de  $1.95 \text{ m}^2$ , la altura de la poza es:

$$h = \frac{V}{A} = \frac{1.87}{1.95} = 0.96$$

Calor necesario para fundir el azufre.- El calor necesario es proporcionado por la chaqueta de calentamiento de vapor y será:

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible} \\ \text{del azufre} &= \frac{129.72 \times 1,000}{32} \times 5.85 \frac{\text{cal}}{\text{gr-mol}^\circ\text{C}} (115-76.8) \times \\ & 0.00397 = 3,600 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor latente} \\ \text{de fusión} &= \frac{129.72 \times 1,000}{32} \times 300 \frac{\text{cal.}}{\text{gr-mol.}} \times 0.00397 = \\ & 4,810 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\text{Calor total: } = 3,600 + 4,810 = 8,410 \text{ BTU}$$

## 12.- CALCULO DEL CLORINADOR

En el clorinador se efectúa la clorinación con gas cloro seco, del exceso de bisulfuro de carbono que no ha reaccionado en el reactor, para formar tetracloruro de carbono y monocloruro de azufre como productos de la reacción.

La reacción que se desarrolla es altamente exotérmica y es necesario mantener la temperatura a 30°C, mediante serpentín de enfriamiento.

Dimensiones del clorinador.- Para el diseño del clorinador se ha basado en las cantidades de reactantes que entran al mismo:

$$\begin{array}{l} \text{Densidad medio} \\ \text{de la mezcla} \\ \text{CCl}_4 - \text{CS}_2 \end{array} = \frac{247.86}{\frac{123.93}{1.58} + \frac{123.93}{1.255}} = \frac{247.86}{78.4 + 98.8} = 1.395$$

$$\text{Volumen total} = \frac{247.86}{1.395} + \frac{346.25}{1.56} = 399.5 \text{ lts.}$$

Tomando 60 % como factor de volumen  $V = 399.5 \times 1.6 = 640 \text{ lts.}$

Para un diámetro de 0.75 m. la altura del clorinador será:

$$h = \frac{4 V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 0.64}{3.14 \times 0.75} = 1.45 \text{ m.}$$

Para el diseño del serpentín de enfriamiento es necesario calcular el calor de reacción que se desarrolla durante la clorinación. La ecuación representativa de la reacción es:

$$\text{CS}_2 + 3 \text{Cl}_2 \longrightarrow \text{CCl}_4 + \text{S}_2 \text{Cl}_2$$

Calor de reacción

Temperatura base: 25°C

Calor "Q" que entra:

$$\begin{aligned} \text{Calor de form.} \\ \text{del CS}_2 &= -21 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol-gr.}} \times \frac{123.93 \times 1,000}{76.13} \text{ mol-gr.} \times 3.97 \\ &= -135,900 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

Calor que entra: -135,900 BTU.

Calor "Q" que sale:

$$\begin{aligned} \text{Calor de form.} \\ \text{del CCl}_4 &= 33.34 \frac{\text{K cal.}}{\text{mol-gr.}} \times \frac{250.43 \times 1,000}{153.83} \text{ mol-gr.} \times 3.97 \\ &= 216,000 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor de form.} \\ \text{del S}_2\text{Cl}_2 &= 14.2 \frac{\text{K cal.}}{\text{mol-gr.}} \times \frac{219.75 \times 1,000}{135} \text{ mol-gr.} \times 3.97 \\ &= 91,500 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible} \\ \text{del CCl}_4 &= 0.2 \frac{\text{cal}}{\text{gr. } ^\circ\text{C}} \times 123.93 \times 1,000 \text{ gr.} \times (30-25) \\ &= 0.00397 \times 123.93 \times 1,000 \times 5 = 493 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible} \\ \text{del CCl}_4 \text{ for-} \\ \text{mado} &= 0.2 \frac{\text{cal}}{\text{gr. } ^\circ\text{C}} \times 250.43 \times 1,000 \text{ gr.} \times (30-25) \\ &= 0.00397 \times 250.43 \times 1,000 \times 5 = 995 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible} \\ \text{del S}_2\text{Cl}_2 &= 27.5 \frac{\text{cal}}{\text{mol-gr. } ^\circ\text{C}} \times \frac{219.75 \times 1,000}{135} \text{ mol-gr.} \times (30-25) \\ &= 0.00397 \times 27.5 \times \frac{219.75 \times 1,000}{135} \times 5 = 886 \text{ BTU} \end{aligned}$$

$$0.00397 \times 27.5 \times \frac{219.75 \times 1,000}{135} \times 5 = 886 \text{ BTU}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor que sale: } &216,000 + 91,500 + 493 + 995 + 886 = \\ &309,874 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

Calor de reacción: (Calor que entra) - (Calor que sale)

Calor de reacción:  $-135,900 - 309,874 = 445,774$  BTU

Como la reacción en el clorinador se lleva a cabo durante 5 horas, el calor que se disipa por hora será:

$$\frac{445,774}{5} = 89,155 \text{ BTU/hr.}$$

Agua de enfriamiento.- El agua de enfriamiento fluye por serpentín de 1" - 18 B.W.G. a una velocidad de 6.2 ft/seg., siendo el gasto de agua:

$$W = 6.2 \times \frac{3.14 \times 0.902^2}{4 \times 144} \times 62.35 \times 3600 = 6,190 \text{ lb/hr.}$$

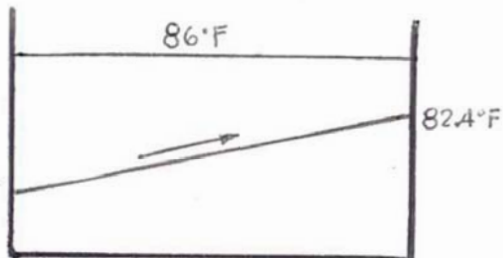
Temperatura de salida del agua de enfriamiento.-

La temperatura del agua de enfriamiento será:

$$t_2 = \frac{89,155}{1 \times 6,190} + 68 = 14.4 + 68 = 82.4 \text{ } ^\circ\text{F} = 28 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Coefficiente total de transmisión de calor.- Como el proceso de clorinación se lleva a cabo con agitación mecánica, es difícil calcular la velocidad del líquido dentro del reactor; por consiguiente, el coeficiente total de transmisión de calor se ha tomado del Manual de Perry del capítulo de "Transmisión de calor", para el caso de flúidos que se enfrían dentro de recipientes con agitación mecánica. El valor de  $U$  que corresponde de acuerdo a las condiciones de trabajo es  $380 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{F}$ .

Temperatura media logarítmica.- Esta temperatura será:



Temperatura del líquido dentro del reactor = 86 °F = 30°C .

Temperatura de entrada del agua de enfriamiento = 68°F = 20°C

Temperatura de salida del agua de enfriamiento = 82.4 = 28 °C

$$\Delta t_m = \frac{(86-68) - (86-82.4)}{2.3 \log \frac{(86-68)}{(86-82.4)}} = 8.95$$

Area de transferencia de calor.- Aplicando la ecuación general:

$$A = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{89,155}{380 \times 8.95} = 26.2 \text{ ft}^2$$

Longitud de tubería.- La longitud necesaria de tubería 1" será:

$$L = \frac{A}{\pi D} = \frac{26.2 \times 12}{3.14 \times 1.00} = 100 \text{ ft.}$$

Número de espiras del serpentín.- Usando espiras de 2.2 ft de circunferencia.

$$\text{No. de espiras necesarias} = \frac{.100}{2.2 \times 3.14} = 14.5 = 15 \text{ espiras}$$

Tomando una distancia espacial entre espiras de 35 cms., la altura total del serpentín de enfriamiento es:

$$14 \times 3.5 + 15 \times 1. \times 2.54 = 87.1 \text{ cms.}$$

Tanque de almacenamiento temporal del producto líquido del clorinador

El producto líquido del clorinador es una mezcla formada por tetracloruro de carbono y monocloruro de azufre, el cual se almacena en un tanque cilíndrico de acero con capacidad para 2 cargas de trabajo.

Dimensiones del tanque

$$\text{Peso de 2 cargas} = 570.6 \times 2 = 1,141.2 \text{ Kgs.}$$

$$\text{Volumen de 2 cargas} = \frac{1,141.2}{1.53} = 745 \text{ lts.}$$

Tomando 33.33 % de factor por volumen  $745 \times 1.333 = 995 \text{ lts.}$

Para un tanque de 0.9 m. de diámetro, la altura correspondiente será:

$$h = \frac{4 V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 0.995}{3.14 \times 0.9^2} = 1.57 = 1.60 \text{ m.}$$



13.- CALCULO DE LA COLUMNA DE EXTRACCION DE MONOCLORURO DE AZUFRE

El destilado de la columna de rectificación arrastra 1.5 % de monocloruro de azufre y la eliminación del mismo se efectúa en una columna de extracción líquido a líquido tipo "contacto diferencial", usando solución de soda cáustica al 12 %. El material de construcción de la columna es de metal monel o de fierro estañado para evitar la corrosión del equipo por hidrólisis del tetracloruro de carbono al ponerse en contacto con la solución acuosa de soda cáustica.

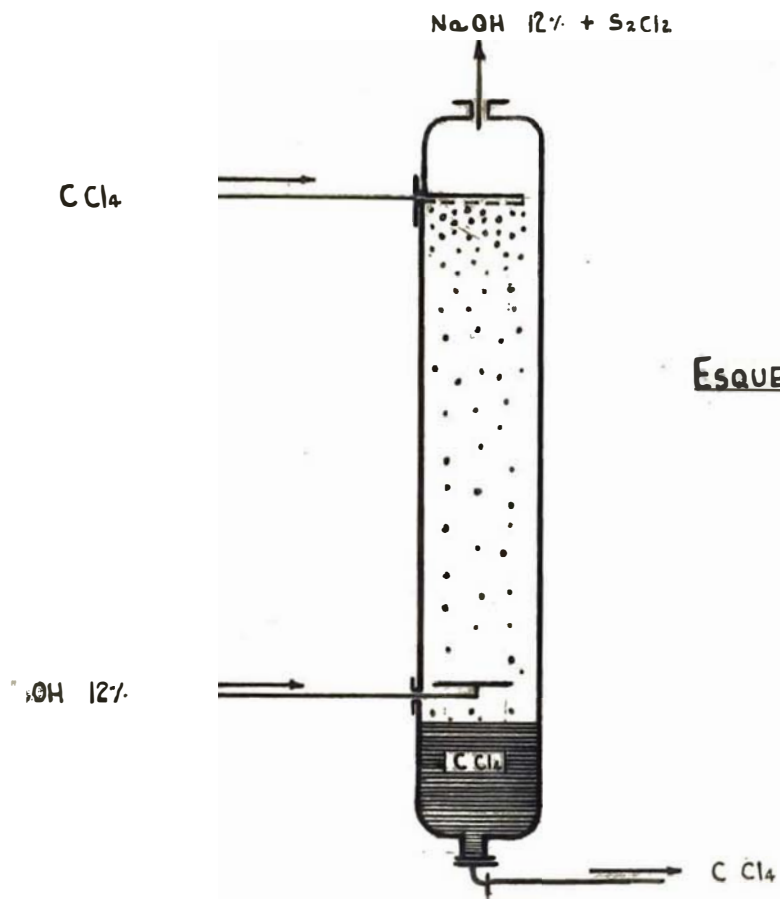
La columna de extracción tiene una altura considerable con respecto al diámetro y está equipada con boquillas roceadoras de distribución "spray column" para la fase líquida a dispersar. La eficiencia de la extracción la determina la sub-división de la fase dispersa en pequeñas gotitas. La reunión o coalescencia de estas gotitas inmediatamente después de formadas tiende a disminuir la eficiencia de la operación.

La coalescencia se favorece por una tensión interfacial elevada entre las fases líquidas y por una gran intensidad de flujo de la fase dispersa, es decir, se exalta cuando aumenta el número de gotitas por unidad de volumen. Un diseño adecuado de la entrada de las gotas, de modo que ésta se produzca por difusión gradual (tipo de embudo) y no de ma

nera brusca, como en el tipo de orificio, permite operar con intensidades mayores de flujo sin coalescencia. En nuestro caso la fase dispersa es el tetracloruro de carbono y la fase continua la solución de soda cáustica al 12 %.

La columna de extracción se denomina de contacto diferencial, porque aprovecha la diferencia de densidades de los líquidos para realizar la extracción del monocloruro de azufre. Las gotas de tetracloruro de carbono por la mayor densidad (1.595 gr/c.c.) bajan desde la parte superior de la columna, realizándose la extracción del monocloruro de azufre al ponerse en contacto con la fase continua de soda al 12 % que fluye de abajo hacia arriba (1.13 gr/cc.). Es muy importante mantener un flujo adecuado en el interior de la columna de tal manera que la solución de soda cáustica con el monocloruro extraído salga por el rebose, colocado en la parte superior de la columna.

El cálculo de la altura de la fase continua de la columna exige la presencia de las curvas de equilibrio y de operación que son construídas a partir de datos obtenidos experimentalmente. Por la dificultad en conseguir estos datos, las dimensiones de la columna se han tomado de la tabla "Miscellaneous spray-tower extraccion" del capítulo: extracción de líquido a líquido, del Chemical Engineering de Coulson & Richardson de acuerdo a los flúidos de trabajo y a las

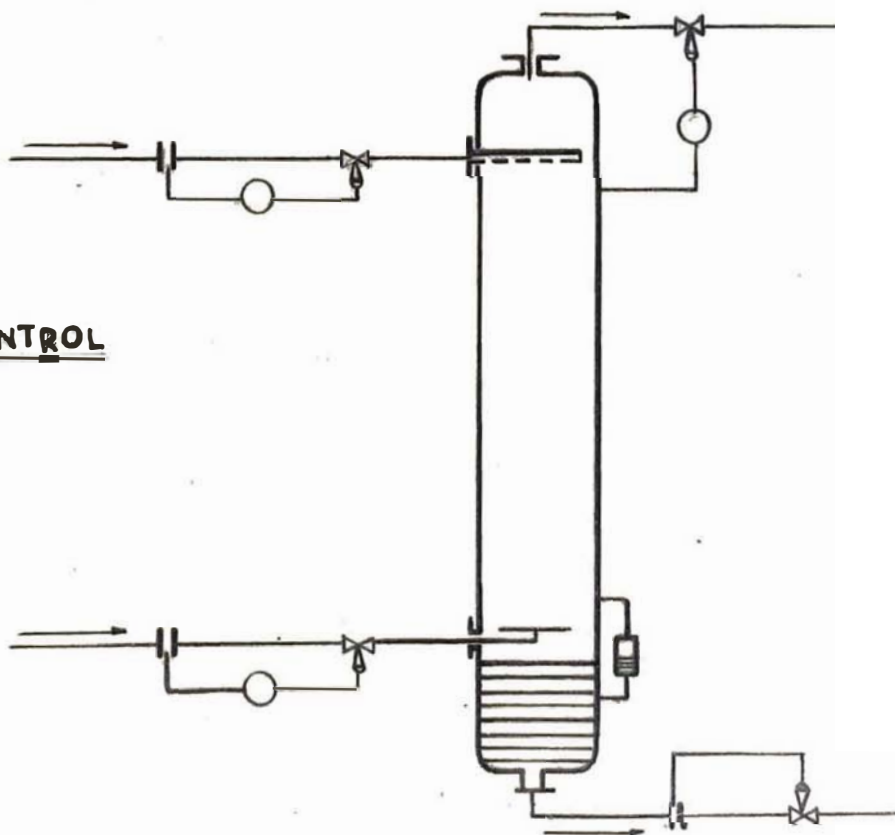


ESQUEMA DE LA COLUMNA DE EXTRACCION  
DE MONOCLORURO DE AZUFRE  
TIPO CONTACTO DIFERENCIAL

FIG N°34

SISTEMA DE CONTROL

Fig. N°35



condiciones del proceso.

Líquido de la fase dispersa: tetracloruro de carbono.

Líquido de la fase continua: solución alcalina.

Diámetro de los huecos de las toberas de distribución: 0.12"

Velocidad de las gotas de la fase continua en la columna:  
0.6 ft/mi.

Velocidad de las gotas de la fase dispersa en la columna:  
1.1 ft/mi.

Diámetro de la columna: 6 pulgadas.

Altura de la fase continua: 3.5 ft.

El esquema de la columna de extracción y el sistema de control se pueden observar en las figuras 34 y 35 de la pág.136.a.

#### Consumo de soda cáustica

Según Kolbe, aunque se desconoce la verdadera reacción que ocurre en la columna de extracción, él supone que la solución de soda cáustica descompone al monocloruro de azufre con formación de azufre, cloruro y sulfuro de sodio y gas anhídrido sulfuroso.

Como el tetracloruro de carbono es introducido a la columna de extracción en forma de gotas dispersas, las partículas precipitadas son de dimensiones muy pequeñas, las cuales son arrastradas por la corriente interna de circulación de abajo hacia arriba y sale por el rebose.

De los estudios experimentales, Kolbe dedujo que

para las condiciones más desfavorables de trabajo el consumo de soda es de 1.78 gr. NaOH/gr. S<sub>2</sub>C<sub>12</sub>; por consiguiente el consumo de soda cáustica será:

$$\begin{array}{l} \text{Gramos de S}_2\text{C}_{12} \\ \text{por carga de} \\ \text{trabajo} \end{array} = 347.88 \times 0.015 \times 1,000 = 5,218 \text{ grs./4 hrs.}$$

$$\begin{array}{l} \text{Gramos de S}_2\text{C}_{12} \\ \text{por segundo} \end{array} = \frac{5,218}{4 \times 3,600} = 0.362$$

Consumo de NaOH al 12 %:

$$\frac{0.362 \frac{\text{gr. S}_2\text{C}_{12}}{\text{seg.}} \times 1.78 \frac{\text{gr. NaOH}}{\text{gr. S}_2\text{C}_{12}}}{0.12} = 5.38 \text{ gr/seg.}$$

$$\begin{array}{l} \text{Consumo de NaOH} \\ \text{12 \% al día} \end{array} = \frac{5.38 \times 4 \times 3,600}{1.13 \text{ gr/cc.}} = 68,400 \text{ cc.} = 68.4 \text{ lts.}$$

Tanque de almacenamiento del tetracloruro de carbono procedente de la columna de extracción de monocloruro.-  
El tanque de almacenamiento es de metal monel o de fierro es tañado para evitar la corrosión por hidrólisis del tetracloruro de carbono.

Dimensiones del tanque.- Las dimensiones de este tanque están basadas para una capacidad de 3 cargas, tomando, además 33 %, como factor de seguridad por volumen.

$$\begin{array}{l} \text{Capacidad para} \\ \text{3 cargas} \end{array} = \frac{3 \times 336.28}{1.58} = 640 \text{ lts.}$$

Considerando 33 % de factor de seguridad:  $V = 640 \times 1.33 = 850 \text{ lts.}$

Para un tanque de forma cilíndrica de 0.85 m. de diámetro, la altura será:

$$h = \frac{4 V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 0.850}{3.14 \times 0.85^2} = 1.50 \text{ m.}$$

#### 14.- CALCULO DEL DESTILADOR DIFERENCIAL

El destilador diferencial, al igual que la columna de extracción de monocloruro de azufre, es de metal monel o de fierro estañado por razón de seguridad, para evitar la corrosión por hidrólisis del tetracloruro de carbono.

Por ser la cantidad que corresponde a una carga simple muy pequeña, el destilador trabaja cada dos días, siendo, por lo tanto, la carga de trabajo por operación equivalente a dos cargas simples del proceso.

##### Dimensiones del destilador.

$$\text{Peso de CCl}_4 \text{ por carga} = 336.28 \times 2 = 672.56 \text{ Kg.}$$

$$\text{Volumen por carga} = \frac{672,56}{1.58} = 426 \text{ lts.}$$

Considerando 50 % como factor de seguridad por volumen:

$$V = 426 \times 1.5 = 639 \text{ lts.}$$

Para un diámetro de 0.80 m. la altura del destilador será:

$$h = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = \frac{4 \times 0.639}{3.14 \times 0.80^2} = 1.275 = 1.30 \text{ m.}$$

Calor que se transfiere en el destilador.- El calor necesario para destilar el tetracloruro de carbono es:

$$\begin{aligned} \text{Calor sensible} &= 672.56 \times 1,000 \text{ gr.} \times 0.2125 \frac{\text{cal.}}{\text{gr.} \text{ } ^\circ\text{C}} (76.8-25) \\ (25-76.8) & \\ & \times 0.00379 = 28,000 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor latente} &= \\ \text{de vaporizac.} &= 672.56 \times 1,000 \text{ gr.} \times 194.3 \frac{\text{joule}}{\text{gr.}} \times 0.239 \\ \text{a } 76.8 \text{ } ^\circ\text{C} & \\ & \frac{\text{cal.}}{\text{joule}} \times 0.00379 = 118,000 \text{ BTU.} \end{aligned}$$

$$\text{Calor total: } 28,000 + 118,000 = 146,000 \text{ BTU}$$

Como la destilación se lleva a cabo en 2 horas, el calor que se transfiere por hora será:

$$\frac{146,000}{2} = 73,000 \text{ BTU}$$

### Cálculo del alambique.

Reemplazando los valores en la ecuación

$$\text{Log} \left[ \frac{g D^3 \beta \Delta t \rho^2 c}{\mu k} \right] = \text{Log} \left[ \frac{4.18 \times 10^8 \times (1.315/12)^3 \times 0.00101 \times 90 \times 88.5^2 \times 0.226}{0.4 \times 2.42 \times 0.052} \right]$$

$$\text{Log} [17.45 \times 10] = 9.24180$$

Con el valor de Log. (GrxPr) = 9.24180 en el gráfico de la fig.30 pág.89, el valor correspondiente de Log Nu es 2.165; de donde Nu = 146.2/

El valor del coeficiente fílmico del líquido será:

$$h = \frac{\text{Nu } k}{D} = \frac{146.2 \times 0.052 \times 12}{1.315} = 69.5$$

Coeficiente total de transmisión de calor.- Tomando como base del cálculo el coeficiente pelicular del tetra-



cloruro de carbono:

$$U_e = \frac{1}{\frac{A_e}{A_1 h} + \frac{A_e X}{A_m k} + \frac{0.344}{0.274 \times 69.5} + \frac{0.344 \times 0.0101}{0.309 \times 35}} =$$
$$U_e = \frac{1}{0.1805 + 0.000321} = 54.4 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{hr.}}$$

Area de transmisión de calor

$$A = \frac{q}{U_e \Delta t_m} = \frac{73,000}{54.4 \times 215} = 6.25 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad  $A = 6.25 \times 1.4$   
 $= 8.74 \text{ ft}^2.$

Longitud de tubería

$$L = \frac{A_e}{\pi D_e} = \frac{87.4 \times 12}{3.14 \times 1.315} = 25.5 \text{ ft.}$$

Número de espiras del alambique.- Usando espiras de 1.8 ft de circunferencia,

$$\text{No. de espiras necesarias} = \frac{25.5}{3.14 \times 1.8} = 5 \text{ espiras}$$

Tomando una distancia espacial entre espiras de 3 cms., la altura total del alambique es:  $5 \times 1.315 \times 2.54 + 4 \times 3.0 = 28.7 \text{ cms.}$

CALCULO DEL CONDENSADOR DE LOS VAPORES DEL DESTILADO

Calor que se transfiere.- En el condensador se sus trae el calor latente de vaporización de los vapores del te tracloruro de carbono; como la operación dura 2 horas, el ca lor que se transfiere por hora será:

$$\frac{118,000}{2} = 59,000 \text{ BTU/hr.}$$

Temperatura de entrada del agua de enfriamiento.-

El agua de refrigeración empleada en el enfriador del producto es aprovechada para el condensador del destilado; por con siguiente, la temperatura de entrada del agua será la misma que la temperatura de salida del agua empleado en el enfriador.

Según el balance de calor de la pág.149 la temperatura de entrada del agua es de  $72.45^{\circ}\text{F} = 22.5^{\circ}\text{C}$

Temperatura de salida del agua.- La temperatura de salida del agua es:

$$t_2 = \frac{Q}{w c} + t_1 = \frac{59,000}{3,150 \times 1} + 72.5 = 91.25^{\circ}\text{F} = 33^{\circ}\text{C}$$

Tipo de intercambiador: Tubos horizontales con el agua de enfriamiento circulando dentro de la tubería y los vapores condensándose en la pared exterior de la tubería.

Tubería de fierro galvanizado ( $D_1 = 0.791$   
7/8" - 19 B.W.G. ( $De = 0.791 + 2 \times 0.042 = 0.875$ )

Temp.de entrada del agua de enfriamiento = 72.45°F = 22.5°C

Temp.de salida del agua de enfriamiento = 91.25°F = 33°C

Temp.de entrada y salida del destilado = 170°F = 76.8°C

Cálculo del área de transferencia de calor

Coefficiente fílmico del agua: Aplicando la ecuación de Dittus-Boelter para flúido en flujo turbulento calentándose dentro de tuberías,

$$h = 0.0225 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{0.4} \cdot \frac{k}{D}$$

temperatura media del agua:  $\frac{91.25 + 72.5}{2} = 81.87^\circ\text{F} = 27.7^\circ\text{C}$

$$v = \frac{3,150}{62.2 \times 3,600 \times \frac{3.14 \times 0.7912}{4 \times 144}} = 4.13 \text{ ft/seg.}$$

Cálculo de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.791 \times 4.13 \times 62.2}{12 \times 0.835 \times 0.000672} = 30,200$$

$$\text{Re}^{0.8} = 0.8 \times \log 30,200 = 3,837$$

Cálculo de Prandtl:

$$\text{Pr} = \frac{c \mu}{k} = \frac{1 \times 0.835 \times 2.42}{0.354} = 5.7$$

$$\text{Pr}^{0.4} = 0.4 \times \log 5.7 = 2.006$$

Coefficiente fílmico del agu:

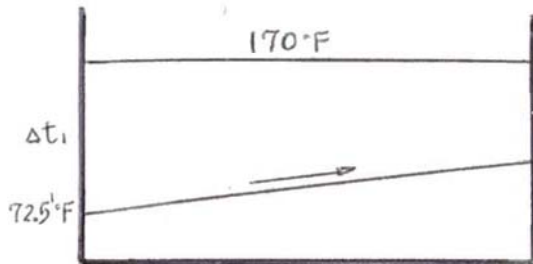
$$h = 0.0225 \times 3,837 \times 2.006 \times \frac{0.35 \times 12}{0.791} = 928$$

Coeficiente de película del vapor condensándose.- Aplicando

la ecuación de Nusselt:

$$h = 0.725 \sqrt{\frac{k^3 \rho^2 g h}{D \mu \Delta t}}$$

Temperatura media logarítmica



$$\Delta t_m = \frac{(170-72.5) - (170-91.25)}{2.3 \log. \frac{(170-72.5)}{(170-91.25)}}$$

$$\Delta t_m = \frac{18.75}{2.3 \times 0.09342} = 87.3^\circ F$$

Temperatura media de la película: Estableciendo proporciones entre las resistencias fílmicas y las gradientes de temperatura:

$$A_e = \frac{3.14 \times 0.875}{12} = 0.229 \quad ; \quad A_i = \frac{3.14 \times 0.791}{12} = 0.207$$

$$A_m = \frac{0.229 + 0.207}{2} = 0.218 \quad ; \quad K = \frac{0.875 - 0.791}{2 \times 12} = 0.0035$$

$$\frac{\Delta t_1}{\Delta t_m} = \frac{\frac{1}{h A_e}}{\frac{1}{h A_e} + \frac{x}{K A_m} + \frac{1}{h A_i}} = \frac{R_I}{R_T}$$

Asumiendo  $h_v = 220$ :

$$\frac{\Delta t_1}{87.3} = \frac{\frac{1}{220 \times 0.229}}{\frac{1}{220 \times 0.229} + \frac{0.042}{12 \times 0.218 \times 35} + \frac{1}{928 \times 0.207}} = \frac{0.01985}{0.01985 + 0.000459 + 0.00521}$$

$$\Delta t = \frac{87.3 \times 0.01985}{0.025519} = 68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Temperatura media  
de la película =  $170 - \frac{68}{2} = 136^\circ\text{F} = 57.8^\circ\text{C}$

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\mu = 0.605 \times 2.42 = 1.46 \text{ lb/ft hr.}$$

$$\rho = 1.51 \times 62.4 = 94.3 \text{ lb/ft}^3$$

$$\lambda = 48.5 \times 1.8 = 87.4 \text{ BTU/lb.}$$

$$k = 0.061 \text{ BTU/ft. hr. } ^\circ\text{F.}$$

$$D = 0.875/12 \text{ ft.}$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ ft/hr.}$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0613 \times 94.3^2 \times 4.18 \times 10^8 \times 87.4}{0.073 \times 68.1 \times 1.46}} = 0.725 \sqrt[4]{102 \times 10^8}$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{101,000} = 0.725 \times 318 = 230$$

Como el valor calculado no es igual al  $h_p$  asumido, rectificando el cálculo con un nuevo valor de  $h_v = 230$ .

$$\begin{aligned} \frac{\Delta t_1}{87.3} &= \frac{1}{230 \times 0.229} + \frac{0.43}{12 \times 0.218 \times 35} + \frac{1}{928 \times 0.207} \\ &= \frac{0.019}{0.019 + 0.000459 + 0.00521} \\ \Delta t_1 &= \frac{87.3 \times 0.019}{0.0246} = 67.3 \end{aligned}$$

$$\text{Temperatura media de la película} = 170 - \frac{67.3}{2} = 136.35^{\circ}\text{F} = 57.8^{\circ}\text{C}$$

Reemplazando los valores en la ecuación:

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{0.0613 \times 94.3^2 \times 4.19 \times 10^8 \times 87.4}{0.073 \times 67.3 \times 1.46}} = 0.725 \times$$

$$\sqrt[4]{103 \times 10^8}$$

$$h = 0.725 \sqrt[4]{101,500} = 0.725 \times 318.1 = 230$$

Luego el valor de  $h_v$  = es 230

Coefficiente total de transmisión de calor

Tomando como base el coeficiente fílmico del vapor:

$$U_e = \frac{1}{\frac{0.229}{928 \times 0.207} + \frac{0.229 \times 0.042}{0.218 \times 35 \times 12} + \frac{1}{230}} =$$

$$= \frac{1}{0.00119 + 0.000105 + 0.00435}$$

$$U_e = 177.5 \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr } ^{\circ}\text{F}}$$

Area de transferencia de calor

$$A = \frac{q}{U_e \Delta t_m} = \frac{59,000}{177.5 \times 87.3} = 3.81 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad:  $A = 3.81 \times 1.4 = 5.34 \text{ ft}^2$

Longitud de tubería

$$A_e = \bar{v} D_e L \quad ; \text{ de donde: } L = \frac{A_e}{\bar{v} D_e} = \frac{5.34 \times 12}{3.14 \times 0.875} = 23.3 \text{ ft}$$

Usando tubería de 3 ft. de largo,

$$\begin{aligned} \text{No. de tubos} &= 23.3 \\ \text{necesarios} &= \frac{23.3}{3} = 8 \text{ tubos} \end{aligned}$$

INTERCAMBIADOR DE ENFRIAMIENTO DEL CONDENSADO.

En este intercambiador el condensado de tetracloruro de carbono es enfriado desde 76.8°C a 25°C.

Tipo de intercambiador: De doble tubería, por el interior circula el tetracloruro de carbono y por el espacio anular el agua de enfriamiento.

$$\begin{aligned} \text{Tubería interior: } & \left\{ \begin{array}{l} D_i = 0.402'' \\ 1/2''-18 \text{ B.W.G. } \end{array} \right. \\ & \left\{ \begin{array}{l} D_e = 0.402 + 2 \times 0.049 = 0.5'' \end{array} \right. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tubería exterior: } & \left\{ \begin{array}{l} D_i = 1.402 \\ 1 \ 1/2''-18 \text{ B.W.G. } \end{array} \right. \\ & \left\{ \begin{array}{l} D_e = 1.402 + 2 \times 0.049 = 1.5'' \end{array} \right. \end{aligned}$$

Gasto de agua de enfriamiento

$$\text{Area afectiva de circulación: } = \frac{3.14}{4 \times 144} (1.402^2 - 0.5^2) = 0.00938 \text{ ft}^2.$$

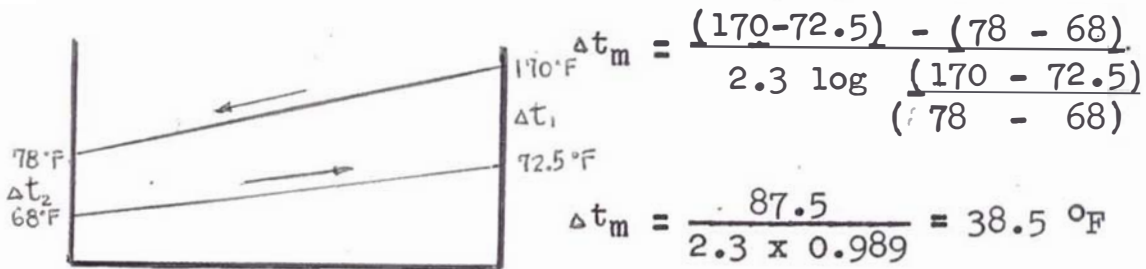
$$\begin{aligned} \text{Gasto de agua} &= 1.5 \text{ ft/seg.} \times 0.00938 \text{ ft}^2 \times 62.32 \text{ lb/ft}^3 \times 3,600 \\ & \qquad \qquad \qquad \text{seg/hr.} = \\ & \qquad \qquad \qquad 3,150 \text{ lb/hr.} \end{aligned}$$

Temperatura de salida del agua de enfriamiento.-

El agua de enfriamiento entra a 20°C = 68°F; por el balance de calor la temperatura de salida del agua es:

$$t_2 = \frac{14,000}{3,150 \times 1} + 68 = 72.45^\circ\text{F} = 22.5^\circ\text{C}$$

Temperatura media logarítmica.- Aplicando la ecuación general



Cálculo del área de transmisión de calor

Coefficiente fílmico del tetracloruro de carbono.-

Aplicando la ecuación de Dittus-Boelter para fluido enfriándose dentro de tuberías (0.3 de exponente del número de Prandtl).

$$h = 0.0225 \text{ Re}^{0.8} \cdot \text{Pr}^{0.3} \frac{\text{K}}{\text{D}}$$

Temp.media del líquido:  $\frac{76.8 + 25}{2} = \frac{101.8}{2} = 51^\circ\text{C} = 123.8^\circ\text{F}$

Velocidad  $v = \frac{336.28 \text{ Kg/hr.} \times 2.2 \text{ lb/kg.}}{1.525 \times 62.4 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1}{3,600} \times \frac{1}{\frac{0.4022 \times 3.14}{4 \times 144}}$   
 $\text{ft}^2 = 2.44 \text{ ft/seg.}$

$D = 0.402/12 \text{ ft}$

$\mu = 0.65 \text{ centipoise}$

$\rho = 1.525 \times 62.4 = 95.1 \text{ lb/ft}^3$

$c = 0.2125 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$

$k = 0.0625 \text{ BTU/ft hr. } ^\circ\text{F}$



Cálculo de Reynolds:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.402 \times 2.44 \times 95.1}{12 \times 0.65 \times 0.000672} = 17,800$$
$$Re^{0.8} = 0.8 \times \log 17,800 = 2,514$$

Cálculo de Prandtl:

$$Pr = \frac{c \mu}{K} = \frac{0.2125 \times 0.65 \times 2.42}{0.0625} = 5.36$$

$$Pr^{0.3} = 0.3 \log 5.36 = 1.654$$

Coefficiente fílmico del tetracloruro de carbono:

$$h = 0.0225 \times 2,514 \times 1.654 \times \frac{0.0625 \times 12}{0.402} = 174$$

Coefficiente fílmico del agua de enfriamiento.- Aplicando la ecuación de Dittus-Boelter para el caso de flúidos que se calientan dentro de tuberías:

$$h = 0.0225 Re^{0.8} Or^{0.4} \frac{k}{D}$$

Cálculo del diámetro equivalente:

$$\text{Diámetro equivalente} = 4 \text{ factor de forma} = 4 \times \frac{\frac{3.14 (1.402^2 - 0.5^2)}{4}}{\frac{3.14 \times 0.5}{12}} = 0.285 \text{ ft.}$$

$$\text{Temperatura media del agua: } \frac{72.5 + 68}{2} = 70.25^{\circ}\text{F}$$

$$v = 1.5 \text{ ft/seg.}$$

$$\mu = 62.3 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\rho = 0.982 \text{ centipoise}$$

$$c = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$k = 0.355 \text{ BTU/ft}^\circ \text{ F hr.}$$

Cálculo de Reynolds:

$$Re = \frac{D V \rho}{\mu} = \frac{0.285 \times 1.5 \times 2.3}{0.982 \times 0.000672} = 40,350$$

$$Re^{0.8} = 0.8 \log 40,350 = 4,839$$

Cálculo de Prandtl:

$$Pr = \frac{c \mu}{k} = \frac{1 \times 0.982 \times 2.42}{0.355} = 6.69$$

$$Pr^{0.4} = 0.4 \log 6.69 = 2.139$$

Coeficiente fílmico del agua de enfriamiento:

$$h = 0.0225 \times 4,839 \times 2.139 \times \frac{0.355}{0.285} = 289$$

Coeficiente total de transmisión de calor.- Tomando como base el coeficiente de película del tetracloruro de carbono:

$$A_e = \frac{3.14 \times 0.5}{12} = 0.1305 \quad ; \quad A_i = \frac{3.14 \times 0.402}{12} = 0.105$$

$$A_m = \frac{0.1305 + 0.105}{2} = 0.1177; \quad X = \frac{0.5 - 0.402}{2} = 0.049$$

$$U_1 = \frac{1}{\frac{1}{174} + \frac{0.105 \times 0.049}{12 \times 0.1177 \times 35} + \frac{0.105}{289 \times 0.1305}} =$$

$$= \frac{1}{0.00575 + 0.000104 + 0.00279}$$

$$U_1 = \frac{1}{0.00864} = 115.5 \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr. } ^\circ\text{F}$$

Area de transmisión de calor

$$A = \frac{q}{U \Delta t_m} = \frac{14,000}{115.5 \times 38.5} = 3.15 \text{ ft}^2$$

Tomando 40 % de factor de seguridad  $A = 3.15 \times 1.4 = 4.41 \text{ ft}^2$

Longitud de tubería

$$A_1 = \pi D_1 L ; \text{ de donde: } L = \frac{A_1}{\pi D_1} = \frac{4.41 \times 12}{3.14 \times 0.402} = 42.00 \text{ ft.}$$

Usando tuberías de 5 fts. de largo,

$$\text{No.de tubos necesarios} = \frac{42}{5} = 9 \text{ tubos.}$$

15.- CALCULO DE LA TORRE DE ENFRIAMIENTO DE AGUA

El agua de enfriamiento usada en diversas etapas del proceso es nuevamente aprovechada, pasándola por una torre de enfriamiento atmosférico de tiro natural. Para el diseño de la torre es necesario conocer el gasto de agua que pasa a través de la torre, así como el rango de temperatura de trabajo.

El cuadro que se muestra a continuación, indica el consumo de agua de todo el proceso de manufactura.

LUGAR DE CONSUMO	CONSUMO DE AGUA/HORA lbs.	HORAS DE TRABAJO	CONSUMO TOTAL lbs.	TEMPERATURA	
				ENTRADA °C	SALIDA °C.
1. Clorinador (Serpentín de enf.)	6,190	5	30,950	20.0	28.0
2. Columna de fraccionamiento. (Condensador)	3,080	4	12,320	20.7	29.1
Columna de fraccionamiento. (Enfriador)	3,080	4	12,320	20.0	20.7
3. Reactor (Serpentín de enf.)	3,470	1	3,470	20.0	33.0
4. Reactor (Condensador)	2,220	1.5	3,330	20.0	30.6
5. Destilador Difer. (Condensador)	3,150	2	6,300	22.5	33.0
6. Destilador Difer. (Enfriador)	3,150	2	6,300	20.0	22.5

El cuadro anterior indica solamente el consumo por hora y el gasto total de cada equipo en particular, pero no da una idea del consumo por hora del agua empleada en el proceso en general, puesto que las operaciones y procesos anotados no se realizan en un mismo tiempo. Por consiguiente, será necesario un segundo cuadro que indique el consumo horario de agua de todo el proceso.

HORAS	LUGAR DE CONSUMO	PARCIALES POR HORA	TOTALES POR HORA
8.1/2 a 9.1/2	a)Columna de rectificación (Condensador y enfriador) b)Clorinador(Serpentín de enfriamiento) c)Reactor(Serpentín de enfriamiento).	3,080 lb.= 1,400 lt. 6,190 lb.= 2,810 lt. 3,470 lb.= 1,580 lt.	5,790 lts.
9.1/2 a 10.1/2	a)Columna de rectificación(Condensador y enfriador). b)Clorinador(Serpentín de enfriamiento) c)Reactor(Condensador del destilado)	3,080 lb.= 1,400 lt. 6,190 lb.= 2,810 lt. 2,220 lb.= 1,010 lt.	5,220 lts.
10.1/2 a 11.1/2	a)Columna de rectificación(Condensador y enfriador b)Clorinador(Serpentín de enfriamiento) c)Reactor(Condensador del destilado)	3,080 lb.- 1,400 lt. 6,190 lb.- 2,810 lt. 1,110 lb. 505 lt.	4,715.lts.
11.1/2 a 12.1/2	a)Columna de rectificación(Condensador y enfriador) b)Clorinador(Serpentín de enfriamiento)	3,080 lb.- 1,400 lt. 6,190 lb.- 2,810 lt.	4,210 lts.
12.1/2 a 13.1/2	a)Clorinador(Serpentín de enfriamiento) b)Destilador diferencial(Condensador y enfriador).	6,190 lb.- 2,810 lt. 3,150 lb. - 1,435 lt.	4,245 lts.
13.1/2 14.1/2	a)Destilador diferencial(Condensador y enfriador).	3,150 lb.- 1,435	1,435 lts.

El agua de enfriamiento empleada en el proceso se almacena en una poza de concreto de 12 m<sup>3</sup> de capacidad, de donde es bombeada al tope de la torre de enfriamiento. La torre está diseñada para un gasto de 80 gal/minuto, es decir trabaja en forma intermitente a razón de 15 a 20 minutos/hora.

Sección transversal de la torre.- Para el cálculo de la concentración de agua por área de sección transversal de la torre, es necesario considerar los siguientes factores:

- 1.- Rango de temperatura de trabajo ( $T_1 - T_2$ )
- 2.- Altura de la torre.
- 3.- Velocidad del viento.
- 4.- Temperatura del bulbo húmedo ( $T_{wb}$ )
- 5.- Incremento de la temperatura de enfriamiento del agua a la temperatura del bulbo húmedo ( $T_2 - T_{wb}$ )

Para el diseño de la torre de enfriamiento de agua "tipo atmosférico" se ha usado la ecuación del Manual de Perry del capítulo "Cooling Towers".

$$L = \frac{\text{galones/segundo} \times W}{C \times 12 \times C_w \times C_h}$$

En donde:

- |                |  |
|----------------|--|
| L              | = longitud de la torre en fts.                             |
| gal/mi         | = cantidad de agua (gasto en galones/segundo)              |
| C              | = concentración del agua por ft de área de enfriamiento.   |
| C <sub>w</sub> | = factor de corrección de la temperatura del bulbo húmedo. |
| C <sub>h</sub> | = factor de corrección de la altura de la torre.           |
| T <sub>1</sub> | = temperatura de entrada del agua en la torre.             |
| T <sub>2</sub> | = temperatura de salida del agua en la torre.              |

$(T_1 - T_2)$  = rango de temperatura de trabajo  
 $T_{wb}$  = temperatura del bulbo húmedo.  
 $(T_2 - T_{wb})$  = aproximación de la temperatura de salida del agua a la del bulbo húmedo.

1.- Rango de temperatura de trabajo

Temperatura de entrada del agua en la torre = 88°F

Temperatura de salida del agua en la torre = 68°F.

El rango de temperatura de trabajo de la torre será:

$$(T_1 - T_2) = 88 - 68 = 20^\circ\text{F}.$$

2.- Altura de la torre.- La elección de la altura de la torre de enfriamiento es un problema de índole económico, puesto que debe existir un balance adecuado entre el factor costo y la eficiencia de trabajo de la torre, ésta última que depende directamente de la altura, para proporcionar el tiempo suficiente de contacto entre el agua y el aire. En nuestro diseño hemos tomado una torre de 19 fts. de altura.

3.- Velocidad del viento.- Según datos proporcionados por el Servicio Meteorológico del Ministerio de Aeronáutica, la velocidad del viento en Lima es muy variable, dependiendo del lugar y de la altura sobre el nivel del mar. El Servicio Meteorológico tiene establecido sus observatorio en diversos puntos del país y los correspondientes para el departamento de Lima están situados en Paramonga, Campo de Marte, La Molina y Cañete.

Las alturas relativas respecto al nivel del mar de

los observatorios mencionados son:

Paramonga	15 metros sobre el nivel del mar.
Campo de Marte	137 metros sobre el nivel del mar.
La Molina	251 metros sobre el nivel del mar.
Cañete.	114 metros sobre el nivel del mar.

De estos puntos, el observatorio del Campo de Marte es el que más se aproxima, ya sea por la altura sobre el nivel del mar como por las condiciones climatéricas a la planta de tetracloruro de carbono que estará ubicada en la Avenida Argentina.

La velocidad del viento varía durante los meses del año, y según datos proporcionados por el observatorio del Campo de Marte del Servicio Meteorológico la velocidad del viento en los meses del año 1955 expresada en nudos náuticos/hr. es la siguiente:

M E S E S	VELOCIDAD nudos hora
Febrero	5 nudos/hora .
Marzo	6 " "
Abril	6 " "
Mayo	5 " "
Junio	5 " "
Julio	4 " "
Agosto	5 " "
Setiembre	5 " "
Octubre	5 " "
Noviembre	4 " "
Diciembre	6 " "

Tomando la velocidad promedio de 5 nudos/hora .



5 nudos/hr. x 1.1515 millas/nudo = 5.757 millas/hora.

4.- Temperatura del bulbo húmedo.- Los datos sobre la temperatura del bulbo húmedo del aire proporcionados por el observatorio del campo de Marte pueden resumirse en el siguiente cuadro:

MESES DEL AÑO	TEMPERATURA DEL BULBO HUMEDO (°C)
Febrero	18.5
Marzo	18.2
Abril	17.4
Mayo	15.5
Junio	14.1
Julio	13.1
Agosto	12.8
Setiembre	12.3
Octubre	14.0
Noviembre	15.3
Diciembre	17.3

Teóricamente una torre de enfriamiento de agua no puede enfriar agua por debajo de la temperatura del bulbo húmedo del aire; por consiguiente considerando las condiciones más desfavorables de trabajo, se ha tomado para el diseño de la torre la temperatura del bulbo húmedo de  $64.4^{\circ}\text{F} = 18^{\circ}\text{C}$ .

5.- Incremento de la temperatura de enfriamiento del agua a la temperatura del bulbo húmedo.

Temperatura del bulbo húmedo =  $64.4^{\circ}\text{F}$ .

Temperatura de salida del agua de la torre =  $68^{\circ}\text{F}$ .

Incremento de temperatura  $(T_2 - T_{wb}) = (68 - 64.4) = 3.6^{\circ}\text{F}$

Cálculo de la torre.- Para el cálculo de la concentración del agua por sección transversal de la torre empleamos la solución gráfica aplicando la fig. 36 de la pag. 160. Como el gráfico está construido basado en una torre de 35 pies, 12 graderías, bulbo húmedo  $70^{\circ}\text{F}$  y velocidad del viento 3 millas/hora, es necesario introducir factores de corrección por temperatura del bulbo húmedo, por altura, y por velocidad del viento mediante los gráficos correctivos 37, 38 y 39 respectivamente.

En el gráfico 36: con  $(T_1 - T_2) = 20^{\circ}\text{F}$ , y  $(T_2 - T_{wb}) = 3.6^{\circ}\text{F}$ , obtenemos un valor de  $C = 0.86$ .

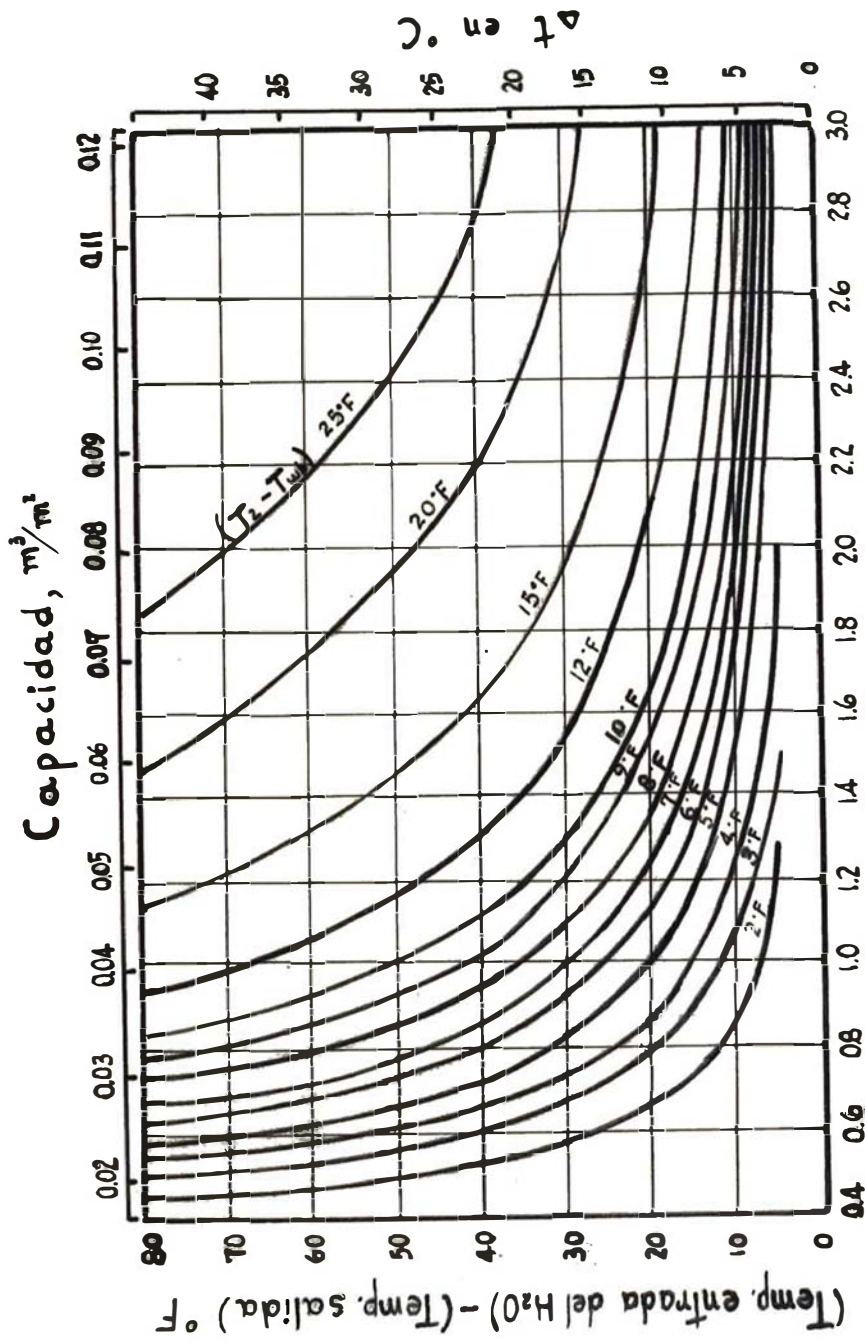
Factor de corrección por temperatura del bulbo húmedo ( $C_w$ ). En la fig. de la pag. 161 para una temperatura de bulbo húmedo de  $64.4^{\circ}\text{F}$ . el factor de corrección  $C_w$  es  $= 0.815$ .

Factor de corrección por altura. ( $C_h$ ) En la fig. 38 de la pág. 161, para una altura de 19 ft. (6 graderías) el valor del factor de corrección  $C_h$  es  $= 0.59$ .

Factor de corrección por velocidad del viento ( $W$ ). En la fig. 39 para una velocidad de 5.75 millas/hr., el factor de corrección por intensidad del viento es  $= 0.79$ .

Reemplazando los valores de los factores de corrección en la ecuación principal tenemos.

$$L = \frac{80 \text{ gal/m} \times 0.79}{0.86 \times 12 \times 0.815 \times 0.59} = 12.5 \text{ ft. de largo}$$



Capacidad: galones/pie cuadrado de area del graderío  
 Temperatura húmeda 70°F (21°C), Torre de 35 pies (10.7m) con 12  
 graderías, velocidad del viento 3 millas por hora (4.83 km/h).

F. TABATA  
 Fig. N°36



Luego: Area de una gradería: 12 x 12.5 ft.

Dimensiones de la torre.- La torre de enfriamiento de agua tiene las siguientes dimensiones.

Largo = 12.5 ft.  
Ancho = 12.0 ft.  
Altura = 19 ft.  
Numero de graderías = 6

Poza de almacenamiento del agua empleada en los diversos sistemas de enfriamiento.- La poza de almacenamiento es de concreto armado y tiene una capacidad para 12 m<sup>3</sup> de agua, siendo las dimensiones:

Largo = 3.00 mts.  
Ancho = 2.50 mts.  
Alto = 1.60 mts.

Poza de almacenamiento del agua enfriada en la torre.- La base de la torre de enfriamiento está dentro de esta poza que es de concreto armado, de tal modo que el agua enfriada a través de la torre se almacena en la poza. La capacidad de la poza es de 15 m<sup>3</sup> siendo las dimensiones:

Largo = 5.00 mts.  
Ancho = 4.30 mts.  
Alto = 0.70 mts.

Reservorio general de almacenamiento de agua.- El reservorio de agua es de concreto armado, situado a 12 mts. del suelo con una capacidad 15 m<sup>3</sup> de agua. Las dimensiones son:

Largo : 3 mts.  
Ancho : 3 mts.  
Alto : 1.67 mts.

16.- FLUJO DE FLUIDOS

CALCULO DE POTENCIA DE LAS BOMBAS

1.- Bomba "A" para el flujo del producto líquido del reactor  
al tanque de almacenamiento temporal

Tubería 1/2" de Fe  $\left\{ \begin{array}{l} D_e = 0.840'' \\ D_i = 0.622'' \end{array} \right.$

Gasto: 10 gal/mi.

Tiempo de bombeo:  $\frac{570.6 \times 2.2 \times 7.48}{1.525 \times 62.4}$  galones  
 $\frac{\quad}{10 \text{ galones/mi.}} = 9.85 = 10 \text{ min.}$

Para el cálculo de la potencia de la bomba aplicamos la ecuación general de Bernoulli's:

$$\Delta X + \frac{v^2}{2g} + (p_1 - p_2) V = - F - W$$

$$\Delta X = 1.60 \times 3.28 = 5.25 \text{ ft.}$$

$$v = \frac{10 \text{ gal/mi.}}{7.48 \text{ gal/ft.}^3 \times 60 \times \frac{3.14 \times 0.622^2}{4 \times 144}} = 10.5 \text{ ft/seg.}$$

Cálculo de la carga de fricción

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.622 \times 10.5 \times 62.4 \times 1.525}{12 \times 0.61 \times 0.000672} = 126,100$$

Empleando el gráfico No. 41 de la pág. 163.a para un valor de  $Re = 126,100$ ;  $\phi Re = 0.0003$

Longitud equivalente de tubería:

4 codos de 90°	4 x 0.84 =	3.36
1 valvula de compuerta	1 x 0.31 =	0.31
5 mts. de tubería	5 x 3.28 =	16.40
		20.07 ft.

Empleando la ecuación  $\Delta h_f = \frac{\phi Re L v^2}{D}$

En donde:

- $\Delta h_f$  - carga de fricción en ft.
- $\phi Re$  = función del número de Reynolds
- L = Longitud equivalente de tubería en ft.
- v = velocidad del fluido en ft/seg.
- D = diámetro de la tubería en ft.

Reemplazando en la ecuación:

$$\Delta h_f = \frac{0.0003 \times 20.07 \times 10.5^2}{\frac{0.622}{12}} = 12.7 \text{ ft.}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación de Bernoulli's:

$$5.25 \uparrow \frac{10.5}{2 \times 32.2} \uparrow 12.7 = -W$$

De donde:

$$-W = 19.66 \text{ ft.}$$

Potencia requerida: La fórmula general para hallar la potencia de la bomba es:

$$\text{Potencia HP} = \frac{\text{galones/mi.} \times \text{grav.espec.} \times \text{carga (ft)}}{3,960 \times \text{eficiencia}}$$

$$\text{Potencia HP} = \frac{10 \times 1.525 \times 19.66}{3,960 \times 0.6} = 0.126$$

Luego, la bomba "A" será de 1/4 H.P.

2.- Bomba "B" para el flujo de la alimentación a la columna  
de fraccionamiento

$$\begin{aligned} \text{Tubería } 1/2" \text{ de Fe} \quad D_e &= 0.840 \\ D_i &= 0.622 \end{aligned}$$

Tiempo de bombeo: 4 horas

$$\text{Gasto: } 0.000914 \text{ ft}^3/\text{seg.} = 0.412 \text{ gal/mi.}$$

$$\Delta X = 6 \times 3.28 = 19.68 \text{ ft.}$$

$$v = \frac{0.000914 \text{ ft}^3/\text{seg.}}{\frac{0.622^2 \times 0.785}{144} \text{ ft}^2} = 0.433 \text{ ft/seg.}$$

Cálculo de la carga de fricción en tubería de 1/2"

Número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.622 \times 0.433 \times 1.6 \times 62.4}{12 \times 0.72 \times 0.000673} = 4,620$$

En el gráfico 41 para  $\text{Re} = 4,620$ , el valor correspondiente de  $f_{Re} = 0.00068$

Longitud equivalente de tubería:

25 mts. de tubería -----	82.00
Longitud equivalente por 8 codos, 1 válvula de compuerta, 1 válvula de regulación de flujo -----	<u>10.34</u>
	92.34 ft.



Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\begin{aligned}\phi Re &= 0.00068 \\ L &= 92.34 \text{ ft.} \\ v &= 0.443 \text{ ft/seg.} \\ D &= 0.622/12 \text{ ft.}\end{aligned}$$

$$\Delta h_{f1} = \frac{\phi Re v^2 L}{D} = \frac{0.00068 \times 0.433^2 \times 92.34}{\frac{0.622}{12}} = 0.228$$

Cálculo de la carga de fricción en tubería de 5/8"

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.541 \times 0.572 \times 1.54 \times 62.4}{12 \times 0.61 \times 0.000672} = 6,050$$

En el gráfico No. 41 para  $Re = 6,050$ ; el valor correspondiente de  $\phi Re = 0.00061$

Longitud equivalente de tubería:

57 fts. de tubería	57.00 ft.
Longitud equivalente por 12 codos	<u>6.25 ft.</u>
	63.25 ft.

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\begin{aligned}\phi Re &= 0.00061 \\ L &= 63.25 \text{ ft.} \\ v &= 0.572 \text{ ft/seg.} \\ D &= 0.541/12 \text{ ft.}\end{aligned}$$

$$\Delta h_{f2} = \frac{\phi Re v^2 L}{D} = \frac{0.00061 \times 63.25 \times 0.572^2}{\frac{0.541}{12}} = 0.281$$

Carga total de fricción:  $\Delta h_f = 0.228 + 0.281 = 0.509$

Sustituyendo los valores en la ecuación de Bernoulli's:

$$19.68 + 0.509 = -W$$

de donde:  $-W = 20.19 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{HP} = \frac{0.000914 \text{ ft}^3/\text{seg} \times 93.5 \text{ lb/ft}^3 \times 20.19 \text{ ft}}{550 \text{ lb-ft/seg} \times 0.5} = 0.00628$$

Luego, la bomba "B" será de 1/4 H.P.

3.- Bomba "C" para el flujo de la mezcla tetracloruro-bisulfuro de carbono desde el tanque de almacenamiento al clorinador

$$\begin{aligned} \text{Tubería } 1/2" \text{ Fe} \quad D_e &= 0.84" \\ D_i &= 0.622" \end{aligned}$$

Gasto: 8 gal/mi.

$$\text{Tiempo de bombeo: } \frac{247.86 \times 2.2 \times 7.48}{1.395 \times 62.4 \times 8} \text{ galones} = 5.85 = 6 \text{ min.}$$

$$\Delta X = 1.70 \times 3.28 = 5.58 \text{ ft.}$$

Cálculo de la carga de fricción

$$v = \frac{8 \text{ gal/mi.}}{7.48 \text{ gal/ft}^3 \times 60 \times \frac{3.14 \times 0.622^2}{4 \times 144} \text{ ft}^2} = 8.5 \text{ ft/seg.}$$

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.622 \times 8.5 \times 1.395 \times 62.4}{12 \times 0.658 \times 0.000672} = 86,600$$

En el gráfico 41 de la pág. 163.a para  $Re = 86,600$ ;  
el valor correspondiente de  $\phi Re = 0.00034$

Longitud equivalente de tubería:

7 mts. de tubería -----	23.00
Longitud equivalente por 3 codos y 1 válvula de compuerta-----	<u>2.83</u>
	25.83 ft.

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\begin{aligned}\phi Re &= 0.00034 \\ L &= 25.83 \text{ ft.} \\ v &= 8.5 \text{ ft/seg.} \\ D &= 0.622/12 \text{ ft.}\end{aligned}$$

$$\Delta h_f = \frac{\phi Re L v^2}{D} = \frac{0.00034 \times 25.83 \times 8.50^2}{\frac{0.622}{12}} = 12.25 \text{ ft.}$$

Aplicando la ecuación general de Bernoulli's:

$$5.58 + \frac{8.5}{64.4} + 12.25 = -W$$

de donde:  $-W = 18.95 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{HP} = \frac{8.0 \times 1.395 \times 18.95}{3,960 \times 0.60} = 0.0888$$

Luego, la bomba "C" será de 1/4 H.P.



Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\begin{aligned}\phi Re &= 0.00029 \\ L &= 52.97 \text{ ft.} \\ v &= 8.5 \text{ ft.} \\ D &= 0.622/12 \text{ ft.}\end{aligned}$$

$$\Delta h_f = \frac{\phi Re L v^2}{D} = \frac{0.00029 \times 52.97 \times 8.5^2}{\frac{0.622}{12}} = 21.4$$

Aplicando la ecuación general de Bernoulli's:

$$4.6 + \frac{8.5}{64.4} + 21.4 = -W$$

de donde:  $-W = 27.12 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{HP} = \frac{8.0 \times 1,235 \times 27.125}{3,960 \times 0.6} = 0.1125$$

Luego, la bomba "D" será de 1/4 H.P.

5.- Bomba "E" para el flujo de la solución de soda 12% a la columna de extracción de monoclóruo de azufre.

Tubería 3/8" de Fe  $\left\{ \begin{array}{l} \text{De } 0.675 \\ \text{Di } 0.493 \end{array} \right.$

Tiempo de bombeo: 4 horas

$$X = 1.8 \times 3.28 + 1.5 = 7.4 \text{ ft.}$$

$$(p_1 - p_2) V = 5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \times 144 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}^2} \times \frac{1}{1.13 \times 62.4 \text{ lb/ft}^3} = 10.2 \text{ ft.}$$

Número de Reynolds:

$$v = \frac{4.75 \text{ cc/seg. } 0.00003531 \text{ ft}^3/\text{cc}}{\frac{3.14 \times 0.493^2}{4 \times 144} \text{ ft}^2} = 0.1265 \text{ ft/seg.}$$

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0.495 \times 0.1265 \times 1.13 \times 62.4}{12 \times 1.925 \times 0.000672} = 284$$

En el gráfico 41 para  $Re = 284$  (flujo viscoso), el valor correspondiente de  $\phi Re = 0.0036$

Longitud equivalente de tubería:

9.5 mts. de tubería -----	31.20
Longitud equivalente por 3 codos, 1 válvula de compuerta y 1 válvula de regulación de flujo-----	<u>5.33</u>
	36.53 ft.

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\Delta h_f = \frac{\phi Re L v^2}{D} = \frac{0.0036 \times 36.53 \times 0.1265^2}{\frac{0.493}{12}} = 0.0513$$

Aplicando la ecuación general de Bernoulli's:

$$7.4 + 10.2 + 0.0513 = -W$$

de donde:  $-W = 17.65 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{HP} = \frac{0.0001675 \text{ ft}^3/\text{seg.} \times 1.13 \times 62.4 \text{ lb/ft}^3 \times 17.65 \text{ ft}}{550 \text{ lb-ft/seg.} \times 0.5}$$

$$P_{HP} = 0.000758$$

Luego, la bomba "E" será de 1/4 H.P.

6.- Bomba "F" para el flujo del tetracloruro de carbono desde el tanque de almacenamiento al destilador diferencial

Tubería 1" de Fe (De 1.315  
galvanizado (Di 1.049

Gasto: 20 gal/mi.

$$\text{Tiempo de bombeo: } \frac{672.56 \times 2.2 \times 7.48}{1.58 \times 62.4} \text{ gal.} = 5.6 \text{ minutos}$$
$$\frac{20 \text{ gal/mi.}}{20 \text{ gal/mi.}}$$

$$\Delta X = 1.65 \times 3.28 = 5.4 \text{ ft.}$$

Cálculo de la carga de fricción

$$v = \frac{20 \text{ gal/mi.}}{7.48 \text{ gal/ft}^3 \times 60 \times \frac{3.14 \times 1.049^2}{4 \times 144} \text{ ft}^2} = 7.45 \text{ ft/seg.}$$

Número de Reynolds:

$$\text{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{1.049 \times 7.45 \times 1.58 \times 62.4}{12 \times 0.91 \times 0.000672} = 105,000$$

En el gráfico 41 de la pág. 163 a para Re = 105,000; el valor correspondiente de  $\phi$  Re = 0.00032

Longitud equivalente de tubería:

6 mts. de tubería -----	19.68 ft.
Longitud equivalente por 3 codos	
1 válvula -----	5.28 ft.
	<hr/> 24.96 ft.

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\begin{aligned} \phi Re &= 0.00032 \\ L &= 24.96 \text{ ft.} \\ v &= 7.45 \text{ ft/seg.} \\ D &= 1.049/12 \text{ ft.} \end{aligned}$$
$$\Delta h_f = \frac{\phi Re L v^2}{D} = \frac{0.00032 \times 24.96 \times 7.45^2}{\frac{1.049}{12}} = 5.06$$

Aplicando la ecuación general de Bernoulli's:

$$5.40 + \frac{7.45}{64.4} + 5.06 = -W$$

de donde:  $-W = 11.32 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{HP} = \frac{20 \text{ gal/mi} \times 1.58 \times 11.32}{3,960 \times 0.6} = 0.151$$

Luego, la bomba "F" será de 1/4 HP.

7.- Bomba "G" para el flujo del agua desde la poza de concreto al tope de la torre de enfriamiento de agua

Cuando el nivel de agua en la poza de concreto llega a 1.4 mt.; actúa el mecanismo de control y la bomba comienza a trabajar elevando el agua hasta el tope de la torre de enfriamiento, en donde es esparcido mediante una boquilla de distribución que trabaja a 7 psig. La operación de la bomba se detiene al término de elevar 6,000 lts. de agua.



Tubería 2" de Fe       $D_e = 2.375$   
                                  $D_i = 2.067$

Gasto: 80 gal/mi.

Tiempo promedio de trabajo de la bomba: 20 minutos cada hora.

$$\Delta X = 6 \times 3.28 = 19.68 \text{ ft.}$$

$$(p_1 - p_2) V = (21.7 - 14.7) 144 \times \frac{1}{62.14} = 16.2 \text{ ft.}$$

### Cálculo de la carga de fricción

Número de Reynolds:

$$Q = \frac{80 \text{ gal/mi.} \times 0.1337 \text{ ft}^3/\text{gal}}{60} = 0.178 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$A = \frac{0.785 \times 2.067^2}{144} = 0.0233 \text{ ft.}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.178}{0.0233} = 7.65 \text{ ft/seg.}$$

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{2.067 \times 7.65 \times 62.14}{12 \times 0.786 \times 0.000672} = 154,500$$

Con  $Re = 154,500$  en la fig. 41, el valor correspondiente de  $\phi Re = 0.00031$ .

Longitud equivalente de tubería:

15 metros de tubería	49.30
Longitud equivalente por 3 codos y 1 válvula de regulación de flujo	<u>11.97</u>
	61.27 ft.

Reemplazando los valores de las variables en la ecuación:

$$\begin{aligned}\phi Re &= 0.00031 \\ L &= 61.27 \text{ ft.} \\ v &= 7.65 \text{ ft/seg.} \\ D &= 2.067/12 \text{ ft.}\end{aligned}$$

$$\Delta h_f = \frac{\phi Re v^2 L}{D} = \frac{0.00031 \times 7.65^2 \times 61.27}{\frac{2.067}{12}} = 6.45$$

En la ecuación de Bernoulli's:

$$19.68 + \frac{7.65}{2 \times 32.2} + 16.2 + 6.45 = -W$$

de donde:  $-W = 43.24 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{HP} = \frac{80 \text{ gal/mi.} \times 1 \times 43.24 \text{ ft.}}{3,960 \times 0.6} = 1.45$$

Luego, la bomba "G" será de 1 1/2 H.P.

8.- Bomba "H" para el flujo de agua desde la torre de enfriamiento al reservorio general de agua

$$\text{Tubería } 2 \frac{1}{2}'' \text{ de Fe } \begin{cases} D_e = 2.875 \\ D_i = 2.469 \end{cases}$$

Gasto: 6,000 litros en 15 minutos

Tiempo promedio de trabajo de la bomba: 15 minutos cada hora.

$$\Delta X = 12 \times 3.28 = 39.4 \text{ fts.}$$

Cálculo de la carga de fricción

$$Q = \frac{6,000 \times 4 \text{ lts/hr} \times 0.0351 \text{ ft}^3/\text{lt.}}{3,600} = 0.2355 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$A = \frac{0.785 \times 2.469^2}{144} = 0.0333 \text{ ft}^2$$

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.2355}{0.0333} = 7.08 \text{ ft/seg.}$$

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{2.469 \times 7.08 \times 62.32}{12 \times 0.000672 \times 1.017} = 132,500$$

En la fig. 41 para un valor de  $Re = 132,500$ ; el va  
lor correspondiente de  $\phi Re = 0.00032$

Longitud equivalente de tubería:

18 metros de tubería	59.00
Longitud equivalente por 4 codos y 1 válvula de regulación de flujo	19.10
	<hr/>
	78.10 ft.

$$\begin{aligned}\phi Re &= 0.00032 \\ L &= 78.20 \text{ ft.} \\ v &= 7.08 \text{ ft/seg.} \\ D &= 2.469/12 \text{ ft.}\end{aligned}$$

Reemplazando en la fórmula:

$$\Delta h_f = \frac{\phi Re v^2 L}{D} = \frac{0.00032 \times 7.08^2 \times 78.20}{\frac{2.469}{12}} = 6.08$$

En la ecuación de Bernoulli's:

$$39.4 + \frac{7.08}{2 \times 32.2} + 6.08 = -W$$

de donde:  $-W = 46.258 \text{ ft.}$

Potencia requerida:

$$P_{\text{HP}} = \frac{46.258 \text{ ft} \times 62.32 \text{ lb/ft}^3 \times 0.2355 \text{ ft}^3/\text{seg}}{555 \text{ ft lb/seg.} \times 0.65} = 1.87$$

Luego, la bomba "H" será de 2 H.P.

### 17.- CANTIDAD REQUERIDA DE CATALIZADOR

Según estudios realizados por Kolbe, las proporciones adecuadas de tricloruro férrico y tetracloruro de carbono para las reacciones que se desarrollan en el proceso son:

En el reactor: 0.5 Kg. de  $\text{FeCl}_3$  por 100 Kgs. de  $\text{CCl}_4$  formado.

En el clorinador: 0.65 Kg. de  $\text{FeCl}_3$  por 100 kgs. de  $\text{CCl}_4$  formado.

Por consiguiente el consumo total de tricloruro férrico en el proceso de manufactura será:

En el reactor: Por 115.48 Kgs. de tetracloruro de carbono que se forma:

$$\frac{0.5 \times 115.48}{100} = 0.5774 \text{ Kg. de } \text{FeCl}_3$$

En el clorinador: Por 250.43 Kgs. de tetracloruro

$$\frac{0.65 \times 250.43}{100} = 1.63 \text{ Kg. } \text{FeCl}_3$$

El consumo total de catalizador por día será:

$$0.5774 + 1.63 = 1.21 \text{ Kg. de } \text{FeCl}_3$$

18.- CONSUMO DE VAPOR

El consumo de vapor del proceso de manufactura se puede résumir en el cuadro que sigue a continuación:

Vapor saturado a 100 psig: calor latente de vaporización 880. BTU/lb.

LUGAR DE CONSUMO	CALOR TRANSFERIDO (BTU/hr.)	CONSIDERANDO 5% DE PERD. POR RADIACION	CONSUMO DE VAPOR (lb/hr.)	HORAS DE TRABAJO	CONSUMO TOTAL DE VAPOR (lb/hr.)
1. Alambique de la columna de fraccionamiento,	56,870	59,800	67.90	4	271.60
2. Chaqueta de vapor del reactor	49,700	52,190	59.26	1.83	108.44
3. Alambique del destilador diferencial	73,000	76,650	87.03	2	174.06

Selección del caldero

Para la selección del caldero se ha tomado como base el consumo máximo por hoara de vapor que es de 127.16 lb/hr. puesto que la destilación diferencial se lleva a cabo una vez terminadas las dos primeras operaciones.

Por lo tanto se ha escogido un caldero de 12. H.P. con capacidad para generar 410 lbs. de vapor por hora.

19.- CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA

El consumo de energía eléctrica en la planta es como sigue:

ESPECIFICACION DEL EQUIPO	POTENCIA REQUERIDA	HORAS DE TRABAJO AL DIA	H.P. hr	Kwatt-hr.
1. Bomba centrífuga "A"	$\frac{1}{4}$	$\frac{10}{60} = 0.166$	0.0415	0.0310
2. Bomba centrífuga "B"	$\frac{1}{4}$	4.00	1.0000	0.7460
3. Bomba centrífuga "D"	$\frac{1}{4}$	$\frac{5}{60} = 0.0833$	0.0208	0.0155
5. Bomba centrífuga "E"	$\frac{1}{4}$	4.00	1.0000	0.7460
6. Bomba centrífuga "F"	$\frac{1}{4}$	$\frac{5.6}{60 \times 2} = 0.0467$	0.0117	0.0087
7. Bomba centrífuga "G"	$1 \frac{1}{2}$	$\frac{20 \times 5}{60} = 1.666$	2.4990	1.8642
8. Bomba centrífuga "H"	2	$\frac{15 \times 8}{60} = 2.000$	4.0000	2.9840
9. Bomba centrífuga "I" (petról.)	$\frac{1}{2}$	5.00	2.5000	1.8650
10. Bomba centrífuga "J" (agua blanda)	$\frac{1}{4}$	2.00	0.5000	0.3730
11. Motor del agitador (reactor)	1	1.00	1.0000	0.7460
12. Motor del agitador (clorinador)	1	5.00	5.0000	3.7300
13. Ventilador del caldero	$\frac{3}{4}$	5.00	3.7500	2.7975

Consumo total de energía eléctrica: 15.93 Kwatt-hr.

## 20.- CONSUMO DE AGUA

Como el agua empleada en los diversos sistemas de enfriamiento se aprovecha nuevamente en el proceso, pasándola a través de la torre de enfriamiento, el consumo de agua se reducirá a:

a) Agua de reposición por pérdida de evaporación en la torre de enfriamiento.

b) Agua para el caldero.

c) Agua para usos diversos.

a) Agua de reposición por pérdida de evaporación en la torre de enfriamiento.- El agua de reposición puede considerarse en un 10% del total de agua que se pasa a través de la torre.

Total de agua que se pasa a través de la torre:  
25,615 lts. al día.

Agua de reposición:  $25,615 \times 0.10 = 2,560$  lts.

b) Agua para el caldero

Consumo promedio por hora: 127.16 lbs.

Consumo de agua al día =  $\frac{127.16 \times 5}{2.2} = 289$  lts.

Consumo total de agua tratada (blanda) =  $289 + 2,560 = 2,849$  lts.



c) Agua para usos diversos.- El consumo de agua para usos generales se puede estimar en 5,000 lts. al día.

Por consiguiente el consumo total de agua al día sera:

$$2,849 + 5,000 = 7,849 \text{ lts.}$$

### CONSUMO DE PETROLEO

Usando petróleo Esso Industrial de un peso específico de 7.4 lb/gal. con un poder calorífico neto de 18,114 BTU/lb.

Consumo promedio de vapor por hora:

$$\frac{111,990 \text{ BTU/hr.}}{18,114 \text{ BTU/lb.}} = 6.182 \text{ lb/hr.}$$

Consumo de petróleo por hora:

$$\frac{6.182 \text{ lb/hr.}}{7.40 \text{ lb/gal.}} = 0.835 \text{ gal/hr.}$$

Consumo de petróleo al día:

$$0.835 \times 5 = 4.175 \text{ galones.}$$

21.- DIVERSAS ESPECIFICACIONES EXISTENTES PARA  
EL PRODUCTO ACABADO

ESPECIFICACIONES DEL TETRACLORURO DE CARBONO

La tabla que sigue a continuación muestra el sumario de los tres tipos principales de especificaciones para el tetracloruro de carbono:

I.- Especificaciones de la American Chemical Society para reactivos.

II.- Especificaciones de los productores industriales.

III.- Especificaciones de la U.S.P. XIII

P R U E B A S	E S P E C I F I C A C I O N E S		
	A.C.S. (Reactivos)	Productores ind.	U. S. P.
1. APARIENCIA	--	Líquido claro, incoloro sin materia en sus <u>pen</u> sión.	Claro e incoloro
2. GRAVEDAD ESPECIFICA	---	1.5835 - 1.5845	1.588 - 1.590
3. PUNTO DE EBULLICION	75% entre 76 y 78°C	--	75% entre 76 y 78°C.
4. BISULFURO DE CARBONO	0.0062 % Máx.	0.010% máximo	0.005% máximo como azufre.
5. NO VALATI LES	0.0010% Máx.	0.0010% máximo	0.0010% máximo
6. ACIDEZ	Coloración rosa da con fenol taleína en so lución ligerā mente alcalina	Neutro al rojo de metilo	Coloración rosa da con fenol taleína en solucion ligeramente alcalina.
7. CLORO	2 p.p.m. Máx.	2 p.p.m. Máx.	2 p.p.m. Máx.
8. HALOGENOS LIBRES	Exenta de coloración violeta	No dar coloración azul con almidón	Exenta de coloración violeta.
9. IMPUREZAS OXIDABLES	Color violeta por 30 minutos	Coloración de permanganato por 3 minutos	---
10. MATERIAS ORGANICAS POR ACCION DEL H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	El ácido sólo debe dar ligera coloración amarilla.	Ligero oscurecimiento con ácido	El ácido sólo debe dar coloración amarilla.
11. HUMEDAD	---	10° como máx. de "cloud point ninguna turbidez con sodio"	----
12. COBRE	---	Ligera coloración bronceada	---

22.- METODOS DE ANALISIS QUIMICO E INDUSTRIAL

DEL PRODUCTO ACABADO

a) Sustancias no volátiles.- Evaporando 25 c.c. de tetracloruro de carbono al baño María, no deben dejar residuo alguno ponderable.

b) Cloro.- Agitando 20 c.c. de tetracloruro de carbono con disolución de yoduro de zinc-almidón, no se debe formar una coloración azul.

c) Acido clorhídrico.- Se agitan, retirada con una pipeta o con un sifón, no debe presentar reacción ácida ni tampoco experimentar alteración alguna por una adición de disolución de nitrato de plata.

d) Impurezas orgánicas.- En un frasco de vidrio, de tapón esmerilado, previamente lavado con ácido sulfúrico concentrado, se agitan frecuentemente y durante media hora, 20 c.c. de tetracloruro de carbono con 15 c.c. de ácido sulfúrico concentrado y 4 gotas de disolución de aldehído fórmico; en estas condiciones el ácido sulfúrico no debe tomar color.

e) Aldehído.- Se calienta durante 1 minuto, aproximadamente, agitando con alguna frecuencia, una mezcla de 10 c.c. de tetracloruro de carbono y 10 c.c. de lejía de potasa de 1.3 de peso específico; en estas condiciones, la lejía de potasa no debe adquirir un color pardo ni tampoco amarillen-

to.

f) Sulfuro de carbono.- Se mezcla 10 c.c. de tetracloruro de carbono con 10 c.c. de disolución de 10 gr. de KOH en 100 c.c. de alcohol absoluto, se deja reposar durante 1 hora y se añaden 5 c.c. de ácido acético diluido, de un peso específico de 1.040 a 1.042 y disolución de sulfato de cobre.

Dentro de las 2 horas subsiguientes no se debe formar precipitación alguna de color amarillo. Una prueba, la de PLOMBITE, mucho más sensible para el reconocimiento del sulfuro de carbono, es la siguiente: se disuelven 0.5 gr. de acetato de plomo en 20 c.c. de agua y se añaden 20 grs. de lejía de potasa. A 10 c.c. de tetracloruro de carbono se añaden 3 c.c. de la disolución anterior y 1 c.c. de alcohol absoluto; se calienta esta mezcla durante 15 minutos, en un matraz provisto de refrigerante de reflujo; luego se agita durante unos minutos y se deja reposar. Según la cantidad de sulfuro de carbono presente, se forma en la capa líquida superior una coloración más o menos oscura de sulfuro de plomo (Perkins: Pharm Journ. 113,101 (1924) referido en Pharm Zentralhalle 66,600 (1924)). El sulfuro de carbono eventualmente contenido en el tetracloruro de carbono se puede determinar cuantitativamente por yodometría. Este método se funda en la transformación del sulfuro de carbono en ácido xantogénico, mediante ~~una~~ disolución de potasa cáustica en alcohol,

precipitación de aquél con ácido acético y valoración en disolución de yodo. La determinación se practica del modo siguiente: en un matraz de cabida apropiada, se introducen 25 c.c. de disolución alcohólica de potasa cáustica, se obtura aquel incompletamente con un tapón de corcho y se trata el matraz con su contenido. Mediante una pipeta se introduce en el matraz 1 c.c. de tetracloruro de carbono objeto de análisis y se pesa aquél de nuevo para averiguar, por diferencia, el peso exacto de la sustancia sometida al análisis. Pasados 5 minutos, se añade a aquella mezcla ácido acético diluído, hasta alcanzar una débil reacción ácida (decoloración de la fenoltaleína), se refrigera bien y se añade un exceso de bicarbonato de sodio en sustancia.

La mezcla turbía, de apariencia lechosa, se valora con disolución 1/10 N de yodo, después de haberle agregado engrudo de almidón en calidad de indicador.

A 1 molécula de ácido etilxantogénico corresponde 1 átomo de yodo, según la fórmula:



W. Schmitz-Dunnont ha hecho un estudio de los métodos propuestos para la determinación del sulfuro de carbono, así como de su aplicación en la determinación de éste en el alcohol y en el tetracloruro de carbono, y como resultado de aquél, recomienda un método fundado en la reacción que se efectúa entre el sulfuro de carbono y la disolución alcohólica de nitrato de plata.

### 23.- ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO

Materiales de construcción recomendables del equipo, en la fabricación del tetracloruro de carbono.

El fierro fundido y el acero pueden ser usados para manejar la mezcla líquida  $\text{CCl}_4 - \text{S}_2\text{Cl}_2$ , siempre y cuando la temperatura de trabajo no exceda de  $90^\circ\text{C}$ ; encima de esta temperatura es más conveniente usar níquel o acero inoxidable 18-8 (18% de Cr y 8% de Ni).

En cuanto al material para el manejo del tetracloruro de carbono, éste depende del grado de pureza del tetracloruro. Así, para soluciones de más de 98% se recomienda usar fierro fundido o acero, y para aquellas con menos de 98%, metal monel o fierro fundido estañado para evitar la corrosión por hidrólisis del tetracloruro.

#### 1.- CLORINADOR DE BISULFURO DE CARBONO

Material de construcción: Fierro fundido estañado interiormente (espesor de la pared 1/4").

Forma: Clorinador de forma cilíndrica, cerrado, con bridas, con el fondo parabólico.

Capacidad: 640 litros.

Dimensiones: 0.75 m. de diámetro x 1.45 m. de alto.

Accesorios y características del clorinador

- a) Tubería de bronce de 1/8" para la entrada de cloro gaseoso.
- b) Tubería de fierro de 1/2" para la entrada de la mezcla binaria bisulfuro-tetracloruro de carbono.
- c) Agitador de paletas rotativas, tipo turbina de 6 paletas planas con rodete de 0.25 m. de diámetro, de 110 R.P.M., accionado con motor de 1 H.P.
- d) Serpentín de enfriamiento de 1" de diámetro para el control de la temperatura de reacción, con 15 espiras de 2.2 π ft de circunferencia, con 3.5 cm. de separación entre espiras.
- e) Tubería de fierro de 1/2" para la descarga del producto del clorinador.
- f) Instrumento de control de temperatura de la reacción

Reactantes que entrán:

- a) Gas cloro seco
- b) Mezcla binaria bisulfuro-tetracloruro de carbono.

Tiempo de trabajo: 5 horas al día.

Temperatura de trabajo: 30°C = 86°F.

2.- BOMBA "A"

Material de construcción: Fierro fundido.

Tipo: Centrífuga.

Gasto: 10 gal/minuto.

Carga Máxima: 19.66 fts.

Tubería de descarga: 1/2"

Tiempo de trabajo: 10 minutos al día.



Características del motor:

- a) Potencia 1/4 H.P.
- b) Corriente alterna, trifásica, 60 ciclos, 220/440 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

3.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO DEL CLORINADOR

Material de construcción: Plancha de acero de 3/16" de espesor.

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica vertical.

Capacidad: Capacidad nominal: 2 cargas (745 litros)

Capacidad práctica: 995 litros.

Dimensiones: 0.9 m. de diámetro x 1.60 m. de alto.

4.- BOMBA "B"

Material de construcción: Fierro fundido.

Tipo: Centrífuga.

Gasto: 0.412 gal/minuto.

Carga máxima: 20.19 ft.

Tubería de descarga: 1/2"

Tiempo de trabajo: 4 horas al día.

Características del motor:

- a) Potencia del motor: 1/4 H.P.
- b) Corriente alterna, trifásica, 60 ciclos, 220/440 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

5.- DEPOSITO DE CLORO

Material de construcción: Cilindro de acero.

Características:

- a) Capacidad 2,000 libras.
- b) Instalado en la unidad "Chlorinzer Builders"

6.- COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

Material de construcción: Fierro fundido revestido interiormente de estaño; espesor 1/4".

Dimensiones: Columna de 0.935 ft. de diámetro x 8.98 ft. de alto.

Accesorios y características

- a) Columna de fraccionamiento con platos de burbujeo tipo: bubble cap.)
- b) Número de platos encima del alambique: 8 platos.
- c) Plato de alimentación: plato No.6 comenzando del tope de la columna.
- d) Distancia entre platos: 1 diámetro = 0.935 ft.
- f) Alambique de calentamiento:
  - Número de tubos: 7 tubos verticales de 0.9 ft. largo.
  - Tubos de fierro galvanizado de 1" de diámetro, dispuestos verticalmente en una base de 1.5 ft. de diámetro.
- g) Instrumentos de control: - de temperatura.
  - de flujo de la alimentación.

La columna de fraccionamiento está ubicada en una base de concreto armado a 3 mts. del suelo y sostenida por columnas.

Características de la base:

- Diseñada para soportar 2 toneladas de carga.
- Base rectangular de 1.2 m. x 2.0 m.
- 4 columnas de 20 x 20 cm. Cada columna con 4 fierros de 1/2", estribos de 1/4" cada 25 cm.
- Viga perimétrica de 25 x 20 cm. con fierros de 1/2".

Rectantes que entran: Mezcla líquida monocloruro de azufre-tetracloruro de carbono (36.6 y 63.4% por peso, respectivamente).

Calor que se transfiere: 59,800 BTU/hr.

Temperatura de trabajo: 76.8°C.

Tiempo de trabajo: 4 horas al día.

7.- PRE-CALENTADOR DE LA ALIMENTACION O PRE-CONDENSADOR DE LOS VAPORES DEL DESTILADO

Características y dimensiones:

- a) Tubos horizontales con la alimentación circular do por el interior de los tubos y los vapores condensándose fuera de los mismos.
- b) Tubería de fierro 5/8" - 19 B.W.G.
- c) Area de transmisión de calor: 8.05 ft.<sup>2</sup>
- d) Número de tubos: 12 tubos de 5 pies de largo.

Calor a transferir: 9,810 BTU/hr.

Temperatura de trabajo

- a) Temperatura de entrada de la alimentación  
=  $77^{\circ}\text{F} = 25^{\circ}\text{C}$
- b) Temperatura de salida de la alimentación  
=  $167.5^{\circ}\text{F} = 75.5^{\circ}\text{C}$ .
- c) Temperatura de entrada y salida de los vapores =  $175^{\circ}\text{F} = 76.75^{\circ}\text{C}$ .

Tiempo de trabajo: 4 horas al día.

8.- CONDENSADOR DEL DESTILADO

Características y dimensiones:

- a) Tubos horizontales con el agua de enfriamiento circulando dentro de los tubos y los vapores condensándose en la pared exterior de la tubería.
- b) Tubería de fierro:  $7/8''$ -18 B.W.G.
- c) Area de transmisión de calor:  $4.1 \text{ ft}^2$
- d) Número de tubos: 6 tubos de 3 pies de largo.

Calor a transferir: 47,060 BTU/hr.

Temperatura de trabajo

- a) Temperatura de entrada del agua:  $69.22^{\circ}\text{F} = 20.7^{\circ}\text{C}$ .
- b) Temperatura de salida del agua:  $84.52^{\circ}\text{F} = 29.1^{\circ}\text{C}$
- c) Temperatura de entrada y salida de los vapores  
=  $170^{\circ}\text{F} = 76.75^{\circ}\text{C}$ .

9.- INTERCAMBIADOR DE ENFRIAMIENTO DEL PRODUCTO

Características y dimensiones:

- a) Tubos dobles, por el interior circular el condensado por enfriar y por el espacio anular el agua de enfriamiento.
- b) Tuberías empleadas: Tubería interior: 1/2"-18 B.W.G.  
Tubería exterior: 1 1/2"-18 B.W.G.
- c) Área de transmisión de calor: 2.73 ft<sup>2</sup>
- d) Número de tubos: 9 tubos de 3 pies de largo.

Calor a transferir: 3,740 BTU/hr.

Temperatura de trabajo:

- a) Temperatura de entrada del agua de enfriamiento:  
68°F = 20°C.
- b) Temperatura de salida del agua de enfriamiento:  
69.22°F = 20.7°C
- c) Temperatura de entrada del destilado condensado:  
170°F = 76.75°C
- d) Temperatura de salida del destilado condensado:  
77°F = 25°C

10.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO DE FONDO DE LA COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

Material de construcción: Plancha de acero de 3/16" de espesor.

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica vertical.

Capacidad normal: 411 litros  
Capacidad práctica: 548 litros

Dimensiones: 0.8 m. de diámetro x 1.10 m. de alto.

El tanque está ubicado sobre una base de concreto

armado, sostenida mediante columnas a 1.90 m. del suelo y diseñada para soportar una carga de 1.5 Ton.

Características de la base:

- Base cuadrada de 1.2 m. x 1.2 m.
- 4 columnas de 20 x 20 cm. Cada columna con 4 fierros de 1/2", estribos de 1/4" cada 25 cm.
- Viga perimétrica de 25 x 20 cm. con fierros de 1/2".

11.- REACTOR

Material de construcción: Fierro fundido estañado interiormente; espesor 1/4".

Forma: Reactor de forma cilíndrica, con el fondo parabólico, cerrado, con bridas.

Capacidad: 413 litros .

Dimensiones: 0.7 m. de diámetro x 1.1 m. de alto.

Accesorios y características del reactor:

- a) Tubería de fierro de 1/2" para la entrada del bisulfuro de carbono y de la mezcla binaria monocloruro de azufre-tetracloruro de carbono.
- b) Tubería de 1/2" para la salida de los vapores de la destilación diferencial.
- c) Serpentín de enfriamiento de 1" de diámetro para controlar la temperatura de reacción con 8 espiras de 2 1/4 ft. de circunferencia. Separación entre espiras 3 cm.
- d) Agitador de paletas rotativas, tipo turbina de 4 paletas planas con rodete de 0.25 m. de diámetro y de 100 R.P.M., accionado con motor de 1 H.P.

- e) Tubería de 1/2" cerca del fondo del reactor para la purga del azufre fundido.
- f) Chaqueta de calentamiento de vapor con 8.05 ft<sup>2</sup> de área de transferencia.
- g) Instrumento de control de temperatura de la reacción.

Reactantes que entran:

- a) Mezcla binaria monocloruro de azufre-tetracloruro de carbono.
- b) Bisulfuro de carbono.

Tiempo de trabajo

- 1 hora
- 1.5 hora para la destilación.
- 20 minutos para la descarga del azufre.

Temperatura de trabajo: 30°C durante la reacción.

12.- CONDENSADOR DE LOS VAPORES DE LA DESTILACION

Características y dimensiones:

- a) Tubos horizontales con el agua de enfriamiento circulando dentro de los tubos y los vapores condensándose en la pared exterior de la tubería.
- b) Tubería de fierro: 7/8" - 18 B.W.G.
- c) Área de transferencia de calor: 8.23 ft<sup>2</sup>
- d) Número de tubos: 12 tubos de 3 fts. de largo.

Calor a transferir: 42,600 BTU/hr.

Temperatura de trabajo:

- a) Temperatura de entrada del agua de enfriamiento: 68°F
- b) Temperatura de salida del agua de enfriamiento: 87.3°F.
- c) Temperatura promedio de destilación: 141.8°F.

Tiempo de trabajo: 1.5 hora al día.

13.- POZA DE CONCRETO PARA RECIBIR EL AZUFRE FUNDIDO

Material de construcción: concreto

Forma: Rectangular.

Capacidad: 1,870 litros.

Dimensiones: Largo: 1.50 m.  
Ancho: 1.30 m.  
Alto : 1.00 m.

Características:

- a) Fondo y paredes laterales de ladrillos de cabeza.
- b) Tapa de loza con fierro de 1/4" cada 0.20 m. en la dimensión de 1.50 m. y cada 0.30 m. en la dimensión de 1.30 m.

#### 14.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DEL PRODUCTO DEL REACTOR

Material de construcción: Plancha de acero de 3/16" espesor.

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica vertical.

Capacidad: { Capacidad nominal: 542.7 lts.  
Capacidad practica: 723. lts.

Dimensiones: 0.785 m. de diámetro x 1.5 m. de alto.

#### 15.- BOMBA "C"

Material de construcción: fierro fundido.

Tipo: centrífuga.

Gasto: 8 gal/minuto.

Carga máxima: 18.95 fts.

Tubería de descarga: 1/2"

Tiempo de trabajo: 6 minutos al día

Características del motor: a) Potencia 1/4 H.P.  
b) Corriente alterna, trifásica, 220/440 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

#### 16.- COLUMNA DE EXTRACCION DE MONOCLOROR DE AZUFRE

Material de construcción: Metal monel o fierro fundido revestido de estaño.

Dimensiones: Columna de 6 pulgadas de diámetro x 5.5. pies de alto.

Características:



- a Velocidad de las gotas en la fase continua: 0.6 ft/mi.
- b Velocidad de las gotas en la fase dispersa: 1.1 ft/mi.
- c La unidad está provista de 5 válvulas de control:
  - Válvula de control de la alimentación del destilado.
  - Válvula de control de la alimentación de soda cáustica 12%
  - Válvula de control de la salida de la solución de soda con el monoclóruo de azufre extraído.
  - Válvula de control de la salida de tetracloruro de carbono purificado por el fondo de la columna.
  - Controlador de nivel de la fase continua y del tetracloruro purificado.

La columna está ubicada a 1.8 m. del suelo sobre una base de concreto sostenida por columna:

- Base de 0.50 x 0.50 m.
- 1 columna de 20 x 20 cm. Cada columna con 4 fierros de 1/2", estribos de 1/4" a 25 cm.
- Viga perimetrica de 25 x 20 cm. con fierros de 1/2"

17.- TANQUE DE SOLUCION DE SODA AL 12%

Material de construcción: Plancha de acero de 3/16" de espesor.

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica vertical.

Capacidad nominal: 410.4 litros (6 días de trabajo)  
Capacidad práctica: 547.2 litros.

Dimensiones: 0.7 m. de diámetro x 1.42 m. de alto.

18.- BOMBA E

Material de construcción: Fierro fundido.

Tipo: Centrífuga.

Carga máxima: 17.65 ft.

Tiempo de trabajo: 4 horas al día.

Características del motor:

- a) Potencia: 1/4 H.P.
- b) Corriente alterna, trifásica, 60 ciclos, 220/440 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

19.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO PARA EL TETRACLORURO DE CARBONO QUE SALE DE LA COLUMNA DE EXTRACCION

Material de construcción: Metal monel o fierro revestido de estaño. Espesor de la plancha 3/16".

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica vertical.

Capacidad Capacidad nominal: 640 litros  
Capacidad practica: 850 litros

Dimensiones: 0.85 m. de diámetro x 1.50 m. de alto.

20.- BOMBA "F"

Material de construcción: Metal monel

Tipo: Centrífuga.

Gasto: 20 gal/mi.

Carga máxima: 11.32 fts.

Tubería de descarga: 1"

Tiempo de trabajo: 5.6 minutos cada dos días

Características del motor:

- a) Potencia: 1/4 H.P.
- b) Corriente alterna, trifásica, 60 ciclos,

220/440 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

## 21.- DESTILACION DIFERENCIAL DE PURIFICACION

Material de construcción: Metal monel o fierro fundido revestido de estaño (espesor de la pared 1/4").

Forma: Destilador de forma cilíndrica, cerrado con el fondo parabólico.

Capacidad: 639 litros.

Dimensiones: 0.80 m. de diámetro x 1.30 m. de alto.

Características:

- a) Alambique de calentamiento de 1", con 5 espiras de 1.87ft. de circunferencia; separación entre espiras 3 cm.
- b) Tubería de 1" para la entrada del tetracloro de carbono.
- c) Tubería de 1/2" para la salida de los vapores de la destilación.

Tiempo de trabajo: 2 horas cada 2 días.

Temperatura de trabajo: 76.8°C.

## 22.- CONDENSADOR DE LOS VAPORES DEL DESTILADO

Características y dimensiones:

- a) Tubos horizontales con el agua de enfriamiento circulando dentro de tuberías y los vapores condensándose fuera de los mismos.
- b) Tubería de Fe 7/8" - 19 B.W.G.
- c) Area de transmisión de calor: 5.34 ft<sup>2</sup>.
- d) Número de tubos: 8 tubos de 3 fts. de largo.

Calor a transferir: 59,000 BTU/hr.

Temperatura de trabajo

- a) Temperatura de entrada del agua de enfriamiento:  
 $22.5^{\circ}\text{C} = 72.45^{\circ}\text{F}$
- b) Temperatura de salida del agua de enfriamiento:  
 $33^{\circ}\text{C} = 91.25^{\circ}\text{F}$ .
- c) Temperatura de entrada de los vapores y de salida del condensado  $76.8^{\circ}\text{C} = 170^{\circ}\text{F}$ .

Tiempo de trabajo: 2 horas cada 2 días.

### 23.- INTERCAMBIADOR DE ENFRIAMIENTO DEL CONDENSADO

#### Características y dimensiones

- a) Tubos dobles horizontales, con el condensado circulando en la tubería interior y el agua de enfriamiento por el espacio anular de las dos tuberías.
- b) Tuberías de Fe: Tubería interior:  $1/2'' - 18 \text{ B.W.G.}$   
Tubería exterior:  $1 1/2'' - 18 \text{ B.W.G.}$
- c) Area de transmisión de calor:  $4.41 \text{ ft}^2$
- d) Número de tubos: 9 tubos de 5 fts. de largo.

Calor a transferir: 14,000 BTU/hr.

Temperatura de trabajo:

- a) Temperatura de entrada del agua de enfriamiento:  
 $20^{\circ}\text{C} = 68^{\circ}\text{F}$ .
- b) Temperatura de salida del agua de enfriamiento:  
 $22.5^{\circ}\text{C} = 72.45^{\circ}\text{F}$ .
- c) Temperatura de entrada del tetracloruro:  $76.8^{\circ}\text{C} = 170^{\circ}\text{F}$ .
- d) Temperatura de salida del tetracloruro:  $25^{\circ}\text{C} = 78^{\circ}\text{F}$ .

Tiempo de trabajo: 2 horas cada 2 días

### 24.- POZA DE ALMACENAMIENTO DEL AGUA EMPLEADO EN LOS DIVERSOS SISTEMAS DE ENFRIAMIENTO

Material de construcción: Concreto armado.

Forma: Base rectangular.

Capacidad: 12,000 litros.

Dimensiones:

Largo: 3.00 mts.  
Ancho: 2.50 mts.  
Alto: 1.60 mts.

Características:

- a) Espesor de las paredes y del fondo 15 cm., con fierros verticales de 3/8" cada 30 cms., y fierros horizontales de 1/4" cada 30 cms.
- b) Tapa de loza de 10 cms. de espesor con fierros de 3/8" cada 20 cms. en la dimensión mayor y fierros de 1/4" cada 30 cms. en la dimensión de 2.50 mts.

25.- BOMBA "G"

Material de construcción: Fierro fundido.

Tipo: Centrífuga.

Gasto: 80 gal/minuto.

Carga máxima de trabajo: 43.24 fts.

Tubería de descarga: 2"

Tiempo de trabajo: 20 minutos cada hora.

Características del motor:

- a) Potencia: 1 1/2 H.P.
- b) Corriente alterna, trifásica, 60 ciclos, 440/220 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

26.- POZA DE ALMACENAMIENTO DEL AGUA ENFRIADA EN LA TORRE

Material de construcción: Concreto armado.

Forma: Base rectangular.

Capacidad: 15,000 litros.

Dimensiones:

Largo: 5.00 mts.  
Ancho: 4.30 mts.  
Alto: 0.70 mts.

Características:

- a) Paredes de ladrillos de cabeza revestidos con sica.
- b) Fondo de hormigón de 15 cms. de espesor con fierros de 1/4" cada 20 cms.

27.- BOMBA "H"

Material de construcción: Fierro fundido.

Tipo: Centrífuga.

Gasto: 6,000 litros en 15 minutos.

Carga máxima de trabajo: 46.26 fts.

Tubería de descarga: 2 1/2".

Tiempo de trabajo: 15 minutos cada hora

Características del motor:

- a) Potencia 2 H.P.
- b) Corriente alterna, trifásica, 60 ciclos, 220/440 voltios, de inducción tipo jaula de ardilla.

28.- RESERVORIO GENERAL DE AGUA

Material de construcción: Concreto armado

Forma: Base cuadrada.

Capacidad: 15,000 litros.

Dimensiones:

Largo: 3.00 mts.  
Ancho: 3.00mts.  
Alto: 1.67 mts.

Características:

- a) Ubicado a 12 mts. del suelo, sostenido por 4 columnas
- b) 4 columnas de 25 x 25 cms. con 4 fierros de 1/2"; es es tribos a 25 cms.
- c) Fondo de 20 cms. de espesor, con fierros de 1/2" en malla de 20 x 20 cms.
- d) Paredes laterales de 20 cms. de espesor, con fierros de 1/2" en malla de 20 x 20 cms.

29.- EQUIPO DE ABLANDAMIENTO DE AGUA

Tipo:Ablandamiento con zeolita sintética.

Capacidad de trabajo: 10 galones/minuto.

30.- CALDERO DE FUERZA

Marca: ~~KEWANEE~~ BOILERS (Kewanee-Ross-Corporation).

Características:

- a) Caldero automático de alta presión. (No, serie 5 SCOTTIE JR)
- b) Presión máxima de trabajo: 125 psig.
- c) Capacidad: 12 H.P.
- d) Generación de vapor/hora (212°F): 410 lb/hr.
- e) Superficie de calentamiento: 99 ft<sup>2</sup>.
- f) Capacidad de la cámara de combustión: 24.1 ft<sup>3</sup>.
- g) Diámetro total del caldero 2 1/2 - 3 ft.
- h) Longitud del caldero 4 1/2 - 5 ft.

Accesorios:

- 1 Indicador de nivel de agua, con 3 electrodos para el control automático de alimentación de agua.
- 1 Controlador de presión de vapor.
- 1 Quemador de petróleo con control electrónico de encendido.
- 1 Ventilador de tiro forzado acoplado al motor del quemador (3/4 HP)
- 1 bomba de reloj para la inyección de petróleo.
- 2 Bujías de encendido.
- 1 Transformador de corriente para el, encendido de bu jías de 220 - 10,000 voltios.

31.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE BISULFURO DE CARBONO

Material de construcción: Plancha de fierro de 3/16" de espesor.

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica.

Capacidad: Capacidad nominal:  $\frac{180.08 \times 15}{1.255} = 2160$  litros  
(15 días de trabajo).

Capacidad práctico:  $2610 \times 1.3 = 2,808$  litros.

Dimensiones: 1.30 m. de diámetro x 2.11 mts. de largo.

32.- TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PETROLEO

Material de construcción: Plancha de fierro de 3/16" de espesor.

Forma: Tanque cerrado de forma cilíndrica.

Capacidad: 200 galones (757 litros).

Dimensiones: 0.7 m. de diametro x 2.00 mts. de largo.



C A P I T U L O    I I I

A S P E C T O    S A N I T A R I O

## ASPECTO SANITARIO

En este capítulo indicaremos las propiedades tóxicas, las condiciones de sanidad y de seguridad en general que se deben tener en cuenta durante el proceso de manufactura del tetracloruro de carbono.

### Propiedades tóxicas del tetracloruro de carbono

El tetracloruro de carbono tiene propiedades similares al cloroformo como anestésico y narcótico; posee, sin embargo, una acción más pronunciada que éste sobre el corazón, razón por la cual nunca ha sido recomendado para tal uso.

Los primeros síntomas de envenenamiento de tetracloruro de carbono son usualmente vértigos, náuseas y dolores de cabeza. El primer órgano atacado es el hígado y eventualmente los riñones. Si la exposición del tetracloruro de carbono se prolonga por un período muy largo de tiempo, las lesiones que ocasiona sobre los órganos citados pueden ser de carácter permanente y, por consiguiente, de consecuencias fatales.

El envenenamiento por tetracloruro de carbono puede ser clasificado como:

a) Agudo, resultado de una exposición relativamente corta de altas concentraciones de tetracloruro.

b) Crónico, resultado de una exposición larga de bajas concentraciones de tetracloruro.

En las exposiciones agudas, los efectos narcóticos son más pronunciados; sin embargo, los efectos perjudiciales son menores y el sujeto siente generalmente ligeras molestias. Las exposiciones crónicas son muchas veces más difíciles de ser reconocidas, porque los efectos toman un tiempo más largo en desarrollarse y generalmente las causas del mal se atribuyen a otras y no a las del propio tetracloruro.

Los estudios realizados por Smyth y Carpenter aseguran que 100 volúmenes de vapor de tetracloruro de carbono por 1 millón de volúmenes de aire es la máxima concentración permisible de la atmósfera de un centro de trabajo durante un turno de 8 horas de labor al día. Ellos creen que concentraciones más elevadas pueden ser toleradas por períodos cortos de tiempo, siempre y cuando que el promedio de las exposiciones durante las 8 horas de labor no exceda de 100 partes por millón. Los estudios realizados demuestran que, en general, las personas gordas, las inclinadas al alcoholismo o las que sufren del hígado son las más fácilmente atacadas por el tetracloruro de carbono.

#### Consideraciones de seguridad

En las plantas industriales de manufactura de tetracloruro de carbono así como en los establecimientos que

hacen uso de este solvente (dry cleaner), es muy importante chequear la concentración de los vapores de tetracloruro de carbono presente, instalando medidores de control para asegurar que la concentración de los vapores no exceda de un nivel seguro.

Como una regla universal de previsión, se puede decir que: en cualquier departamento industrial de manufactura si el olor de tetracloruro de carbono es percibido por individuos que entran desde condiciones ambientales a las de la fábrica, es muy probable que la cantidad de vapores de tetracloruro exceda de 100 p.p.m.

En algunos casos, también se presenta el envenenamiento por absorción a través de la piel, si ésta se encuentra en contacto con tetracloruro líquido por un período largo de tiempo. Si la absorción no llega a ocurrir, tales exposiciones remueven las grasas naturales de la piel y la dejan seca y expuesta al desarrollo de grietas y llagas. Por lo tanto, en los lugares en donde existan posibilidades de contacto directo de la piel con tetracloruro de carbono líquido, es recomendable aplicar alguna crema protectora a las manos.

En los Estados Unidos, los productores de tetracloruro de carbono han reconocido como obligación, proteger a los consumidores, de las exposiciones dañinas del tetracloruro y de común acuerdo con "Surgean General of the United

States Public Health Service", han establecido poner rótulos especiales para envases de tetracloruro de carbono o para aquellos que llevan una mezcla de más de 25% de tetracloruro de carbono.

C A P I T U L O    I V

A S P E C T O    L E G A L

ASPECTO LEGAL

En este capítulo, en el acápite correspondiente a las patentes, sólo se hará mención de las principales patentes existentes en los Estados Unidos, Gran Bretaña y Alemania. Con respecto al país, diremos que hasta la fecha no existe ninguna patente sobre la manufactura del tetracloruro de carbono en el Departamento de Patente de Invención del Ministerio de Fomento.

Las principales patentes existentes son:

- a) Britanic. Pat. 25,688 (Oct. 30, 1902) C. Combes.
- b) Germany Pat. 693,414 (July 10, 1940) B. Henning (to I.G. Farbenind).
- c) United State Pat. 808,100 (Dec. 26, 1905) F.J. Machalske (to F. Darlington).
- d) United State Pat. 835,207 (Nov. 6, 1906) J. M. Matthews (to F. Darlington).
- e) United State Pat. 2,305,821 (Dic. 22, 1942) J. Wimmer.
- f) United State Pat. 2,377,669 (June. 5, 1945) T. E. Brown and C.W. Davis (to Dow Chemical Co.).

C A P I T U L O    V

A S P E C T O    E C O N O M I C O



ASPECTO ECONOMICO

Para el cálculo económico se ha tomado como base el año industrial de 300 días.

COSTOS DE MATERIAS PRIMAS, ENERGIA Y ENVASE

COSTO DE MATERIAS PRIMAS

1.- Bisulfuro de carbono

180.08 x 300 = 54,024 Kgs. de CS<sub>2</sub> 99.99%  
a \$/ 2.50 puesto en la fábrica \$/ 135,060.00

2.- Cloro gaseoso

346.25 x 300 = 103,875 Kgs. de Cl<sub>2</sub> 99.9%  
a \$/ 4,00 Kg. puesto en la fábrica 415,500.00

3.- Soda cáustica

9.3 x 300 = 2,790 Kgs. de NaOH 99.99%  
a \$/ 3.10 kg. puesto en la fábrica 8,649.00

4.- Tricloruro férrico

1.21 x 300 = 363 Kgs. de FeCl<sub>3</sub> a  
\$/ 2.10 Kg. puesto en la fábrica 762.30

5.- A g u a

7,849 litros x 300 = 2'354,700 litros  
de agua a \$/ 0.10 m<sup>3</sup>. 235.47

6.- P e t r ó l e o

4.175 x 300 = 1,252.2 galones de petróleo in-  
dustrial a \$/ 1.20 el galón puesto en la fábrica 1,503.00

CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA

Consumo al mes:

3.80 Kw-hr. x \$/ 22.00	83.60
15.93 Kw-hr. x \$/ 0.18 x 30	86.02
	<u>\$/ 169.62</u>

Consumo al año: 169.62 x 10 1,696.20

E N V A S E

350 damajuanas de vidrio de 50 lts. protegidas con cajas de madera a \$/ 50.00 c/u. 17,500.00

\$/ 580,905.97

COSTOS DE MANO DE OBRA Y SUPERVISION

GASTOS DEL PERSONAL

Empleados:

	<u>Sueldo Mensual</u>
1 Gerente	S/. 5,000.00
1 Ingeniero Químico	2,800.00
1 Laboratorista	1,100.00
1 Contador	1,100.00
1 Secretaria	900.00
1 Jefe de almacén	<u>1,000.00</u>
	S/. 11,900.00

Gasto anual: 11,900.00 x 13 = S/. 154,700.00

Obreros:

	<u>Jornal/día</u>	<u>Gasto total/día</u>
1 Capataz	S/. 30.00	S/. 30.00
1 Mecánico	25.00	25.00
2 Obreros	20.00	40.00
1 Calderero	20.00	20.00
1 Obrero para serv. múltiples	18.00	18.00
1 Portero	18.00	18.00
		S/. 151.00

Gasto anual: 151.00 x 380 = S/. 57,380.00

Resumen de los gastos del personal:

Sueldos de empleados	S/. 154,700.00
Jornales de obreros	57,380.00
	<u>S/. 212,080.00</u>

COSTOS DE MAQUINARIAS E INSTALACION

Según las especificaciones hechas en el capítulo

respectivo:

1.- Un clorinador de fierro fundido estañado interiormente, con todos los accesorios (Cotización: The Pfaudler Co, Rochester 4, N.Y.) \$ 2,030 + 25% flete y embalaje	40,600.00
25% por flete y embalaje	10,150.00
15% por instalación	6,090.00
	\$/ 56,840.00
2.- Un tanque de acero para el almacenamiento de los productos del clorinador. Capac. 262 gal. (Cotización: MAGENSA)	2,000.00
10% por instalación	200.00
	\$/ 2,200.00
3.- Una bomba centrífuga de fierro fundido de 1/4 H.P. para la descarga de los productos del clorinador. (Cotización: IMACO)	1,900.00
10% de instalación	190.00
	\$/ 2,090.00
4.- Una bomba centrífuga de fierro fundido para la alimentación de la columna de fraccionamiento (Cotización: IMACO)	1,900.00
	\$/ 2,090.00
5.- Una unidad "Chlorinzer Bulders" (Cotización: Richard & Custer)	6,500.00
	\$/ 7,150.00
6.- Una columna de destilación fraccionada con 9 platos de burbujeo, con todos los accesorios. (Cotización: The Pfaudler Co.) \$ 2,150 + 25 % flete y embalaje.	43,000.00
25% por flete y embalaje	10,750.00
15% por instalación	6,450.00
Base de concreto armado 2 x 1.2 mts.	1,050.00
	\$/ 61,250.00

V A N : \$/ 131,620.00

	V I E N E N :	\$ 131,620.00
7.- Un precondensador de los vapores con 8.05 ft <sup>2</sup> de área de transferencia de calor (\$ 33.2/ft <sup>2</sup> )		5,345.20
Un condensador de los vapores con 4.10 ft <sup>2</sup> de área de transferencia de calor (\$ 33.2/ft <sup>2</sup> )		2,723.00
Un enfriador del destilado con 2.73 ft <sup>2</sup> de área de transferencia de calor (\$ 16.5/ft <sup>2</sup> )		900.90
(Cotización: Chem. Eng. Costs de O.T.Zimmerman & I. Lavine)		
25% por flete y gasto de embalaje		2,242.28
15% de instalación		<u>1,345.37</u>
	\$	12,556.75
8.- Un tanque de acero para el almacenamiento del residuo de la columna de fraccionamiento. Capacidad 144.5 galones.		1,230.00
(Cotización: MAGENSA)		
10% por instalación		123.00
Base de concreto de 1.2 x 1.2 mts. a \$ 1,100 el m <sup>3</sup>		605.00
	\$	1,958.00
9.- Un reactor de fierro fundido, estañado interiormente con todos los accesorios.		
(Cotización: The Pfaudler Co.)		45,000.00
\$ 2,250 + 25% flete y embalaje		
25% por flete y embalaje		11,250.00
15% por instalación		6,750.00
	\$	63,000.00
10.-Un condensador con 8.23 ft <sup>2</sup> de área de transmisión de calor. (\$ 33.2/ft <sup>2</sup> )		
(Cotización: Chem. Eng. Costs de O.T. Zimmerman)		5,464.72
25% por flete y gasto de embalaje		1,366.18
15% por instalación		.819.71
	\$	7,650.61
11.-Una poza de concreto de 1x1.5 x 1.3 mts. para recibir la descarga de azufre fundido.		992.00
	\$	992.00
12.-Un tanque de acero para el almacenamiento de los productos del reactor. Cap. 191 gal.		
(Cotización: MAGENSA)		<u>1,600.00</u>
	\$	1,760.00
	V A N :	\$ 219,537.36

	V I E N E N	s/ 219,537.36
13.- Una bomba centrífuga de fierro fundido de 1/4 H.P. para la alimentación del clorinador (Cotización: IMACO)		1,900.00
10% de instalación		-190.00
	s/	2,090.00
14.- Una columna de extracción de monocloruro de azufre de fierro estañado, con todos los accesorios y válvulas de control. (Cotización: The Pfaudler Co.) \$ 1,800 + 25 % flete y embalaje		36,000.00
25% por flete y embalaje		9,000.00
15% por instalación		5,400.00
Base de concreto de 0.5 x 0.5 m.		250.00
	s/	50,650.00
15.- Un tanque de acero para el almacenamiento de soda cáustica 12%. Capacidad 144 gal. (Cotización: MAGENSA)		1,210.00
10% por instalación		-121.00
	s/	1,331.00
16.- Una bomba centrífuga de fierro fundido de 1/4 H.P. para la alimentación de NaOH 12%. (Cotización: IMACO)		1,900.00
		2,090.00
17.- Un tanque de fierro estañado para el almacenamiento del tetracloruro de carbono procedente de la columna de extracción. Capacidad: 224 gal. (Cotización: MAGENSA)		3,760.00
10% por instalación		376.00
	s/	4,136.00
18.- Una bomba centrífuga de monel de 1/4 H.P. para la alimentación del tetracloruro al destilador de purificación. (Cotización: IMACO)		4,000.00
10% por instalación		400.00
	s/	4,400.00
19.- Un destilador diferencial de fierro fundido estañado, con todos los accesorios. Capacidad 169 galones (Cotización: MAGENSA)		16,000.00
15% por instalación		2,400.00
	s/	18,400.00
	s/	302,634.36

V A N :

	V I E N E N :	\$ 302,634.36
20.- Un condensador de los vapores de la destilación con 5.34 ft <sup>2</sup> de área de transferencia de calor (\$ 33.2/ft <sup>2</sup> )		3,552.00
Un enfriador del producto con 4.41 ft <sup>2</sup> de área de transferencia de calor (\$ 16.5/ft <sup>2</sup> ) (Cotización: Chem.Eng. Costs. de Zimmerman)		1,455.30
25% por flete y embalaje		1,251.83
15% por instalación		751.10
		7,010.23
21.- Una poza de concreto para el almacenamiento del agua empleado en los diversos sistemas de enfriamiento. Capa. 12 m <sup>3</sup> (\$ 800.00 m <sup>3</sup> : fondo y paredes laterales \$ 150.00 m <sup>2</sup> : tapa de loza)		4,505.00
	\$	4,505.00
22.- Una bomba centrífuga de fierro fundido de 1 1/2 H.P. para el flujo de agua (Cotización: IMACO)		5,020.00
10% de instalación		502.00
	\$	5,522.00
23.- Una poza de concreto para el almacenamiento del agua enfriado en la torre. Capacidad 15 m <sup>3</sup> (\$ 60.00 m <sup>2</sup> : paredes laterales; \$ 100 m <sup>2</sup> : fondo de la poza).		3,931.20
	\$	3,931.20
24.- Una bomba centrífuga de fierro fundido de 2 H.P. para el flujo de agua. (Cotización: IMACO)		6,000.00
10% por instalación		600.00
		6,600.00
25.- Un reservorio de agua de concreto armado a 12 mts. del suelo. Capacidad: 15 m <sup>3</sup> (\$ 1,500.00 m <sup>3</sup> )		16,300.00
	\$	16,300.00
26.- Equipo de ablandamiento de agua (zeolita sintética) con una capacidad de trabajo de 10 gal/min. (Cotización: IMACO)		7,000.00
10% por instalación		700.00
	\$	7,700.00
	V A N :	\$ 354,202.79

	V I E N E N :	\$ 354,202.79
27.- Un caldero de fuerza marca "Kewanee" de 12 H.P. \$ 1,900 + 25% flete y embalaje (Cotización: Kewanee-Ross-Corporation)		38,000.00
25% por flete y embalaje		9,500.00
10% por instalación		3,800.00
		<u>\$ 51,300.00</u>
28.- Un tanque de fierro para el almacenamiento de bisulfuro de carbono. Capacidad 740 galones (Cotización: MAGENSA)		4,500.00
		<u>\$ 4,950.00</u>
29.- Un tanque de fierro para el almacenamiento de petróleo. Capacidad 200 galones. (Cotización: MAGENSA)		1,680.00
10% por instalación:		168.00
		<u>\$ 1,848.00</u>
30.- Equipos y materiales de laboratorio		<u>\$ 10,000.00</u>
31.- Instrumentos para el taller de mecanica		8,000.00
32.- Equipo contra incendio		<u>\$ 4,000.00</u>
33.- Tuberías y accesorios		<u>\$ 3,000.00</u>
34.- Válvulas e instrumentos de control		<u>\$ 12,500.00</u>
		<u>\$ 449,800.79</u>

COSTO DE TERRENO Y EDIFICACION

I N M U E B L E S

1.- TERRENO

Dimensiones: 31 mts. de frente x 26 mts. de profundidad  
(806 m<sup>2</sup>).

Características: manual; plano, resistencia unitaria 4  
Kg/cm<sup>2</sup>.

Precio unitario: \$/ 100.00 el m<sup>2</sup>.

Costo total del terreno \$/ 80,600.00

2.- EDIFICIOS

Comprende:

- a) Oficina Central (Gerencia, oficina de administración en general, departamento técnico).
- b) Planta de elaboración.
- c) Laboratorio.
- d) Almacén de productos terminados.
- e) Almacén de materias primas, materiales diversos y repuestos en general.
- f) Taller de mecánica.
- g) Sala de caldero.
- h) Sala de ablandamiento de agua.
- i) Baños y vestuarios.
- j) Pistas
- k) Veredas.

DESCRIPCION DE EDIFICIOS

a) Oficina Central:

Superficie cubierta: 52.5 m<sup>2</sup>

Altura: 4 mts.

Cimentación de hormigón.

Paredes: muros de ladrillo de cabeza.

Techo: de concreto aligerado.

Piso: piso vinílico de 20 x 20 cm. con falso piso de cemento.

Zócalos: de madera.

Carpintería {puertas de madera  
{Ventanas: metálicas

Pinturas de las paredes: óleo mate.

Cielo rasq: enlucido de yeso, pintura al temple.

Instalación: eléctrica: empotrada.

Servicios higiénicos: standard.

Costo estimado: \$/ 800.00/m<sup>2</sup>.



b) Planta de elaboración de tetracloruro de carbono

Superficie cubierta: 144 m<sup>2</sup>  
Altura: 6 mts. (1 piso)  
Estructura: de concreto armado.  
Paredes: muros de ladrillo de cabeza con revestimiento interior de cemento.  
Techo: tijerales de fierro con planchas de eternit.  
Piso: de cemento con falso piso de (3 pulg. 1:2:4  
concreto. (1 pulg. pasta 1:3  
Puerta: metálica plegadiza.  
Instalación eléctrica: empotrada.  
Costo estimado: S/. 800.00/m<sup>2</sup>

c) Laboratorio

Superficie cubierta: 30 m<sup>2</sup>.  
Altura: 4 mts.  
Cimentación: de hormigón.  
Paredes: muros de ladrillo de cabeza.  
Techo: de concreto aligerado.  
Piso: locetas de 20 x 20 cm., con falso piso de concreto.  
Pintura de las paredes: pintura al temple.  
Cielo raso: enlucido con yeso, pintural al temple.  
Carpintería (puerta de madera  
ventanas metálicas  
Instalación eléctrica: empotrada.  
Costo estimado: S/. 600.00/m<sup>2</sup>.

d) Almacén de materias primas, materiales diversos y repuestos en general

Superficie cubierta: 120 m<sup>2</sup>.  
Altura 5 mts.  
Estructura de concreto armado con 8 columnas de 0.30 x 0.3 m.  
Paredes: muros de ladrillo de cabeza.  
Techo: de concreto aligerado.  
Piso: de cemento con falso piso de (3 pulg. 1:2:4  
concreto. (1 pulg. pasta 1:3  
Puerta: metálica plegadiza.  
Instalación eléctrica: empotrada.  
Costo estimado: S/. 700.00/m<sup>2</sup>.

e) Almacén de productos terminados

Superficie cubierta: 60 m<sup>2</sup>  
Altura: 4 mts.  
Estructura de concreto armado con 4 columnas de 0.3 x 0.3 m.  
Techo: de concreto aligerado.  
Piso: de cemento con falso piso de concreto: (3 pulg. 1:2:4  
(1 pulg. pasta 1:3  
Puerta: metálica plegadiza.  
Instalación eléctrica: empotrada.  
Costo estimado: S/ 700.00/m<sup>2</sup>.

f) Taller de mecánica

Superficie cubierta: 24 m<sup>2</sup>.  
Altura: 4 mts.  
Estructura: de concreto armado.  
Paredes: muros de ladrillo de cabeza.  
Techo: tijerales de fierro con plâncas de eternit.  
Piso: de concreto 1:2:4 (espesor 4 pulg).  
Instalación eléctrica: empotrada.  
Costo estimado: S/ 600.00/m<sup>2</sup>.

g) Sala de caldero

Superficie cubierta: 20 m<sup>2</sup>  
Altura: 5 mts.  
Estructura: de concreto armado.  
Paredes: muros de ladrillo de cabeza.  
Techo: tijerales de fierro con planchas de eternit.  
Piso: de cemento con falso piso de concreto. (3 pulg. 1:2:4  
(1 pulg. pasta 1:3  
Costo estimado: S/ 600.00/m<sup>2</sup>



NOTA.- En los costos estimados por metro cuadrado de los diferentes pabellones del edificio, están incluidos: gastos de conexión de agua y desagüe; de conexión de la red eléctrica; 10% por concepto de dirección técnica, y 12% por leyes sociales.

COSTO TOTAL DE TERRENO Y EDIFICACION

Costo de edificación:

Oficina Central	52.5	x	800	\$/	42,000.00
Planta de elaboración	144.	x	800		115,200.00
Laboratorio	30	x	600		18,000.00
Almacén de materias primas	120	x	650		78,000.00
Almacén de productos terminados	60	x	650		39,000.00
Taller de mecánica	24	x	600		14,400.00
Sala de caldero	20	x	600		12,000.00
Sala de ablandamiento de agua	15	x	600		9,000.00
Baños y vestuarios	35	x	600		21,000.00
Pistas	100	x	48		4,800.00
Veredas	40	x	32		1,280.00
Licencia Municipal					<u>5,000.00</u>
				\$/	359,680.00

Costo de terreno: \$/ 80,600.00

Costo total de terreno y edificación: \$/ 359,680.00  
80,600.00  
\$/ 440,280.00

GASTOS FIJOS

Depreciación de maquinaria	7%	\$/	31,486.05
Depreciación de edificio	3.5%		15,409.80
Seguro de edificio y maquinaria	7.5 por mil		<u>6,675.61</u>
		\$/	53,571.46

GASTOS GENERALES

a) Leyes sociales:

Empleados:

1 mes de indemnizaciones	S/ 11,900.00
3% de seguro social	<u>4,284.00</u>
	S/ 16,184.00

Obreros:

15 días de indemnizaciones	S/ 2,265.00
6% de seguro social	<u>3,306.90</u>
	S/ 5,571.90

Total de gastos por leyes sociales:	16,184.00
	<u>5,571.90</u>
	<u>S/ 21,755.90</u>

b) Gastos de distribución: S/ 5,000.00

Gastos generales: 21,755.90 + 5,000.00 = S/ 26,755.90

COSTO TOTAL DE OPERACION

Costo de materias primas y auxiliares	S/ 580,905.97
Costo de mano de obra y supervisión	212,080.00
Gastos fijos	53,571.46
Gastos de mantenimiento y reparación de maquinarias 3%.	13,494.02
Gastos generales	<u>26,755.90</u>
	<u>S/ 886,807.35</u>

CAPITAL DE TRABAJO

Considerando el Capital de Trabajo el suficiente para cubrir los gastos directos de operación durante 3 meses:

$$\text{Capital de trabajo} = \frac{886,807.35}{4} = \text{S/ } 221,701.84$$

CAPITAL TOTAL DE INVERSION

Costo de terreno y edificación	S/ 440,280.00
Costo de maquinarias e instalación	449,800.79
Capital de trabajo	<u>221,701.84</u>
	S/ 1'111,782.63

INGRESO BRUTO ANUAL

Tetracloruro de Carbono

100,000 kgs. de tetracloruro de carbono  
a S/. 11.20 el kg. S/. 1'120,000.00

A z u f r e

130 x 300 = 39,000 Kgs. de azufre a  
S/. 1.00 el kg. 39,000.00  
S/. 1'159,000.00

UTILIDAD NETA

Ingreso bruto anual	S/ 1'159,000.00
Costo anual de operación:	886,807.35
	S/ 272,192.65

UTILIDAD SOBRE EL CAPITAL INVERTIDO

Utilidad sobre el capital invertido =  $\frac{272,192.65}{1'111,782.63} = 24.5\%$

Lo que indica que la industria es económicamente factible.

Lima, Enero de 1957

  
Florentino Taata U.

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Enciclopedia Química: KIRK & OTHMER.
- 2.- Enciclopedia Química: CALVET.
- 3.- Enciclopedia Química: ULLMANN.
- 4.- Enciclopedia de Química Industrial: MUSPRATT.
- 5.- Chemical Engineers' Handbook: JOHN PERRY - Mc GRAW HILL.
- 6.- Chemical Engineering Plant Design: FRANK VILBRANDT .  
Mc GRAW HILL.
- 7.- International Critical Table.
- 8.- Industrial Chemistry: W. FARTH, D. KEYES, R. CLARK.
- 9.- Chemical Engineering Costs: O.T. ZIMMERMAN & I. DAVINE.
- 10.- Operaciones Básicas de la Ingeniería Química: GEORGE  
BROWN-JOHN WILEY.
- 11.- Chemical Process Principles-Part I.: Olaf HOUGEN, K.  
WATSON - JOHN WILEY.
- 12.- Elements of Chemical Engineering: BADGER & Mc CABE -  
Mc GRAW HILL.
- 13.- Elements of Chemical Engineering: BADGER & BANCHERO  
Mc GRAW HILL.
- 14.- Chemical Engineering: COULSON & RICHARSON - Mc GRAW  
HILL.
- 15.- Elements of Fractional Distillation: ROBINSON & GI-  
LLILAND - MAC GRAW HILL.
- 16.- Transmisión de calor y sus aplicaciones: HERMAN J.

STOEVER.

- 17.- Tratado moderno de Físico-Química: F. GETMAN & F. DANIEL - JOHN WILEY.
- 18.- Organic Chlorine Compounds: E.H. HUNTRESS.
- 19.- Controlling Chemical Hazards-Labor Standards.
- 20.- Tratado de Química Orgánica: ENRIQUE ZAPPI.
- 21.- Química General: JOSE BABOR - MANUEL MARIN.
- 22.- Tratado de Química Inorgánica: RIESENFELD - MANUEL MARIN.
- 23.- Métodos de Análisis Químico Industrial: BERL-LUNCE DAUS.
- 24.- U.S. Patent 808,100: F.J. MACHALSKE.
- 25.- U.S. Patent 835,307: J.M. MATTHEWS.
- 26.- U.S. Patent 2,305,821: J. WIMMER.
- 27.- U.S. Patent 2,377,669: T.E. BROWN & C; W. DAVIS
- 28.- Anuario del Comercio Exterior del Perú.
- 29.- Industrial & Engineering Chemistry (1936, 1942, 1943).
- 30.- Chemical Engineering (1955).