

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS Y PRODUCTOS PARA UNA PLANTA DE ETANOLAMINAS Y ETILENGLICOLAS.

ENRIQUE RIQUELME GARCIA

INGENIERO QUIMICO

1967.



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



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

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

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

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

**JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA**

**Presidente:** Ing. Adalberto Tirado Arroyave  
**Vocal:** Ing. Juan Autrique Gómez  
**Secretario:** Ing. Carlos Doormann Montero  
**1er. Suplente:** Ing. Nelson Romero Contente  
**2do. Suplente:** Ing. Jorge García Quintanar

**SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TFMA:**

Ingeniería de Industrias, S. A.

**SUSTENTANTE:**

Enrique Riquelme García

*Enrique Riquelme García*.....

**ASESOR DEL TEMA:**

Ing. Carlos Doormann Montero

*Carlos Doormann Montero*.....

## Contenido

- I.- Introducción.
- II.- Baseo de Diseño.
- III.- Diagramas de Flujo.
- IV.- Diseño Mecánico de Recipientes.
- V.- Sistema de Calentamiento Tanques Aminas.
- VI.- Sistema de Refrigeración de Oxido de Etileno.
- VII.- Sistema de Descarga de Amoniaco Anhidro.
- VIII.- Cálculo de Compresora para Descarga de Amoniaco Anhidro.
- IX.- Conclusiones.

### Apendice:

- a) Recomendaciones generales sobre almacenamiento.
- b) Especificaciones generales de equipo.

### Bibliografía.



## Introducción:

De acuerdo con la tendencia actual, en nuestro país, de lograr la integración local de los proyectos industriales, enfocada a minimizar la importación tanto de tecnología como de equipo; ha sido encargado a una compañía de ingeniería mexicana, el desarrollo de parte de la ingeniería constituyente del proyecto para elaborar en México, - Etanolaminas y Etilenglicoles.

Habiendo sido elegido el proceso más conveniente para la Empresa contratante, se adquirió la ingeniería básica de dicho proceso, de una Compañía de Diseño extranjera, elaborándose, asimismo, las bases sobre las que debía desarrollarse la ingeniería auxiliar, con objeto de lograr la integración del proyecto.

En estas condiciones, actualmente intervienen 3 partes principales en el desarrollo de el proyecto:

1), La Compañía de Diseño Extranjera, proporcionando la ingeniería básica del proceso, así como las bases de diseño y especificaciones requeridas para el desarrollo de la ingeniería auxiliar, y en un futuro, al logro del proyecto, el asesoramiento necesario para el buen funcionamiento de su proceso.

2) La empresa dueña del proyecto; proporcionando -- los datos sobre: localización, necesidades específicas -- basadas en estudios de mercado, transportes, servicios -- públicos, aspectos legales, etc., y principalmente, sir-

viendo como coordinador de el proyecto, entre las dos compañías de ingeniería:

3) La Compañía de Ingeniería mexicana; elaborando la ingeniería complementaria, basada en los requerimientos establecidos por la empresa y la compañía extranjera.

Uno de los principales problemas que se presentan trabajando en estas condiciones, dado que la compañía-extranjera carece de representación en México, es el escaso contacto entre las partes. La discusión de métodos, la aprobación de alternativas, la aclaración -- de dudas, las recomendaciones sobre un punto determinado, etc., tan necesarios para el buen desarrollo de un proyecto, se ven muchas veces aplazadas hasta lograr comunicación por los medios normales, o en el peor de los casos, hasta la realización, en un tiempo relativamente largo, de juntas de diseño entre las tres partes.

Dentro de la ingeniería complementaria a desarrollarse en México, se encuentra incluido el diseño de el Sistema de Almacenamiento de Materias Primas y Productos para la planta en cuestión.

Teniendo en mente las consideraciones antes enunciadadas; en el presente trabajo, se ha elaborado un estudio preliminar de el sistema de almacenamiento mencionado, con el propósito de proporcionar los medios que faciliten un diseño definitivo del mismo.

Este estudio se ha basado en las necesidades impuestas por la empresa y por la Compañía de Ingeniería extranjera, haciendo uso de especificaciones y estándares proporcionados por las mismas y procurando interpretar lo más fielmente posible, los criterios de diseño utilizados a lo largo de todo el proyecto.

La naturaleza de este estudio, ha permitido analizar a fondo los métodos de almacenamiento más convenientes -- para cumplir con las condiciones especificadas.

En los puntos en los que han surgido alternativas, - se ha procurado analizarlas desde un punto de vista puramente de operación, proporcionando, al mismo tiempo, los factores requeridos para un análisis económico posterior, si se considera necesario.

De las alternativas surgidas, se proponen las soluciones que se consideran mas convenientes, siempre desde el punto de vista de operación, aunque dada la naturaleza de las mismas, mediante un somero análisis económico, se puede decir que son también las más económicas

En algunos puntos, las condiciones elegidas, han hecho necesario un análisis a fondo, logrando recomendaciones para la operación definitiva de un determinado sistema, como es el caso de el método de descarga de Amoniaco-Anhidro.

En resumen, se ha procurado desarrollar las bases de diseño, en las que se apoyarán los departamentos - especializados, para elaborar el diseño definitivo de el sistema; asimismo se han obtenido los argumentos - suficientes para defender, llegado el caso, las pro - puestas hechas, durante las juntas de diseño.

## BASES DE DISEÑO

### 1.2104 Especificaciones Materias Primas

#### A.- Oxido de Etileno

Almacenamiento: Fuera de límites de batería

Presión de almacenamiento: 4 Kg/cm<sup>2</sup> g

(con colchón de Nitrógeno)

Temperatura de almacenamiento: 0°C

Capacidad de almacenamiento: Una semana.

#### B.- Amoniaco Anhidro

Almacenamiento: Fuera de límites de batería

Presión de almacenamiento: 19 kg/cm<sup>2</sup> g max.

Temperatura de almacenamiento: Ambiente

Capacidad de almacenamiento:

**1.2105 Especificaciones de Productos**

**A.- Etilenglicoles**

**Almacenamiento:** Fuera de límite de baterías

**Presión de almacenamiento:** Atmosférica

**Temperatura de almacenamiento:** Ambiente

**Capacidad de Almacenamiento:**

MEG 3 tanques de 160 M<sup>3</sup> c/u

DEG 1 tanque de 60 M<sup>3</sup>

TEG 1 tanque de 15 M<sup>3</sup>

**B.- Etanolaminas**

**Almacenamiento:**

**Intermedio:** Dentro de límites de batería

**Producto final fuera de límites de batería**

**Presión de almacenamiento:** Presión ligeramente positiva

(con colchon de nitrógeno)

**Temperatura de almacenamiento:** 40 - 50 °C

**Capacidad de Almacenamiento final:**

MEA 2 Tanques de 40 M<sup>3</sup> c/u

DEA 1 tanque de 30 M<sup>3</sup>

TEA 1 Tanque de 30 M<sup>3</sup>

## 1.22 ESPECIFICACIONES SERVICIOS

1.2201 Vapor y Condensados

A.- Vapor de Alta presión.

Fuente: Suministrado fuera de límites de batería.  
Equipo diseñado y suministrado por la em  
presa.

	<u>Max.</u>	<u>Normal</u>	<u>Min.</u>
Presión, Kg/cm <sup>2</sup> g	30	28	26
Temperatura, °C	Saturado		
Costo, por tonelada	15 pesos		

B.- Vapor de media presión

Fuente: Producido dentro de límites de batería,  
bajando la presión del vapor de alta.

Presión, Kg/cm <sup>2</sup> g	10 normal
Temperatura, °C	190 max.

C.- Vapor de baja presión

Fuente: Producido dentro de límites de batería.

Presión, Kg/cm <sup>2</sup> g	1 normal
Temperatura, °C	170 max.

D.- Retorno de Condensados

Retorno a límites de batería.

Presión, Kg/cm <sup>2</sup> g	3
Temperatura, °C	145

(Flujo en dos  
fases).

(El sistema de recolección de condensado y tratamiento  
será diseñado por la empresa.

1.2202 AGUA

A.- Agua de enfriamiento.

Suministrada y regresada en límites de batería.

Tipo: Agua de Torre de enfriamiento

(Diseño y adquisición del sistema de la empresa)

	Max.	Min.
Presión de Suministro		
(Al nivel) Kg/cm <sup>2</sup> g	4.5	4.0
Presión de retorno kg/cm <sup>2</sup> g	1.5	1.0
Temperatura de suministro, °C	30	
Temperatura de retorno, °C	45	
Costo, Agua de enfriamiento	0.60	\$/ton
Costo Make - up	0.30	\$/ton

Para diseño de cambiadores:

Factor de incrustación 0.0006 H<sub>r</sub> - M<sup>2</sup> °C/Kcal

Material recomendado para tubos: Acero al carbón-

La tubería para agua de enfriamiento se instalará en el rack de tubería. La tubería no requiere aislamiento. - Se recomienda usar acero al carbón.

B.- Agua de Proceso

Suministrada en límites de batería.

Composición: Agua pura, limpia, con bajo contenido de fierro.

Tipo: Posible fuente es el agua de alimentación a la caldera, enfriada.





1.2203 Aire

A.- Aire de instrumentos

Suministrado en límites de batería. Producido por compresor especial a  $7 \text{ kg/cm}^2 \text{ g}$ . Se requiere libre de polvo y aceite. Diseño y adquisición de la empresa.

Presión en límite de batería,  $\text{kg/cm}^2 \text{ g}$  3.5 min

Dew point - 30 °C

B.- Aire para la planta no se requiere

1.2204 Gas Inerte

Suministrado en límites de batería. Producido en generador de gas inerte. Sistema diseñado por la empresa.

Presión,  $\text{kg/cm}^2 \text{ g}$  10 min

Dew Point - 30 °C

Composición 99 %  $\text{N}_2$   
0.5%  $\text{O}_2$  max

Libre de polvo y  
aceite.

1.2205 Gas Combustible

No requerido dentro de límites de batería. Se requiere fuera de límites de batería para caldera y generador de gas inerte. Ingeniería necesaria, por la empresa.

1.2208 Electricidad

Número de Alimentadores: Uno

Interrupciones de energía:

Frecuencia:

Duración:

Voltajes para servicios:

Motores grandes, 200 HP o más 4160 V, 3 frases 60~

Motores pequeños, 1/2 a 200 HP 440 V, 3 frases 60~

Instrumentos y Servicios de

Alumbrado 110 V, 1 Fase, 60 ~

Protección:

Motores: Normalmente, totalmente cerrados, en -  
friados por ventilador,  
A prueba de explosión donde se requiera

Instrumentos:

y Constroles: A prueba de explosión o purgados con -  
gas inerte donde se requiera.

Alumbrado de

Emergencia: Requerido solo en el cuarto de control.

## 1.23 DATOS PARA DISEÑO MECANICO

### 1.2309 Bombas

#### 1.23091 Bombas - General

Todas las bombas deben ser del tipo para planta química a menos que se especifique otra cosa.

#### Factores de Seguridad

Capacidad 1.10 x max. Flujo esperado

Head:	Presión diferencial kg/cm <sup>2</sup>	Factor de seguridad
	Para $P > 3$	+ 10 %
	2 - 3	+ 15 %
	1 - 2	+ 20 %
	$P < 1$	+ 25 %

#### Sellos

En general se debe usar sello mecánico siempre que sea posible. Cuando existan dudas se deberá usar empaque que pueda ser reemplazado posteriormente por sello mecánico.

#### Accesorios

Tipo de unión	Flexible con espaciador
Guarda en la unión	Requerida
Placa de base	Requerida; común para bomba y accionador.

**1.23092 Bombas Centrifugas**

**Se deberán usar bombas de tipo para planta química.**

**1.23093 Bombas de desplazamiento Positivo**

**Se podrán usar los siguientes tipos de bombas de desplazamiento positivo cuando se requieran.**

**Bombas de Pistón**

**Bombas de Tornillo**

**Bombas de Engranés**

**Bombas de Diafragma**

**1.23094 Motores de las bombas**

**Base para dimensionar:**

**No sobrecargar.**

**denominación**

**servicio**

de 2000 a 10000  
de 10000 a 20000  
de 20000 a 30000

**equipo**

de 1000 a 2000  
de 2000 a 3000  
de 3000 a 4000  
de 4000 a 5000

**instrucciones y variables**

- 1. Operación en línea
- 2. Operación en reserva
- 3. Operación en mantenimiento
- 4. Operación en emergencia
- 5. Operación en parada
- 6. Operación en arranque

**válvulas**

- 1. Válvula de admisión
- 2. Válvula de salida
- 3. Válvula de control
- 4. Válvula de seguridad
- 5. Válvula de aislamiento
- 6. Válvula de purga

**claves de tuberías**

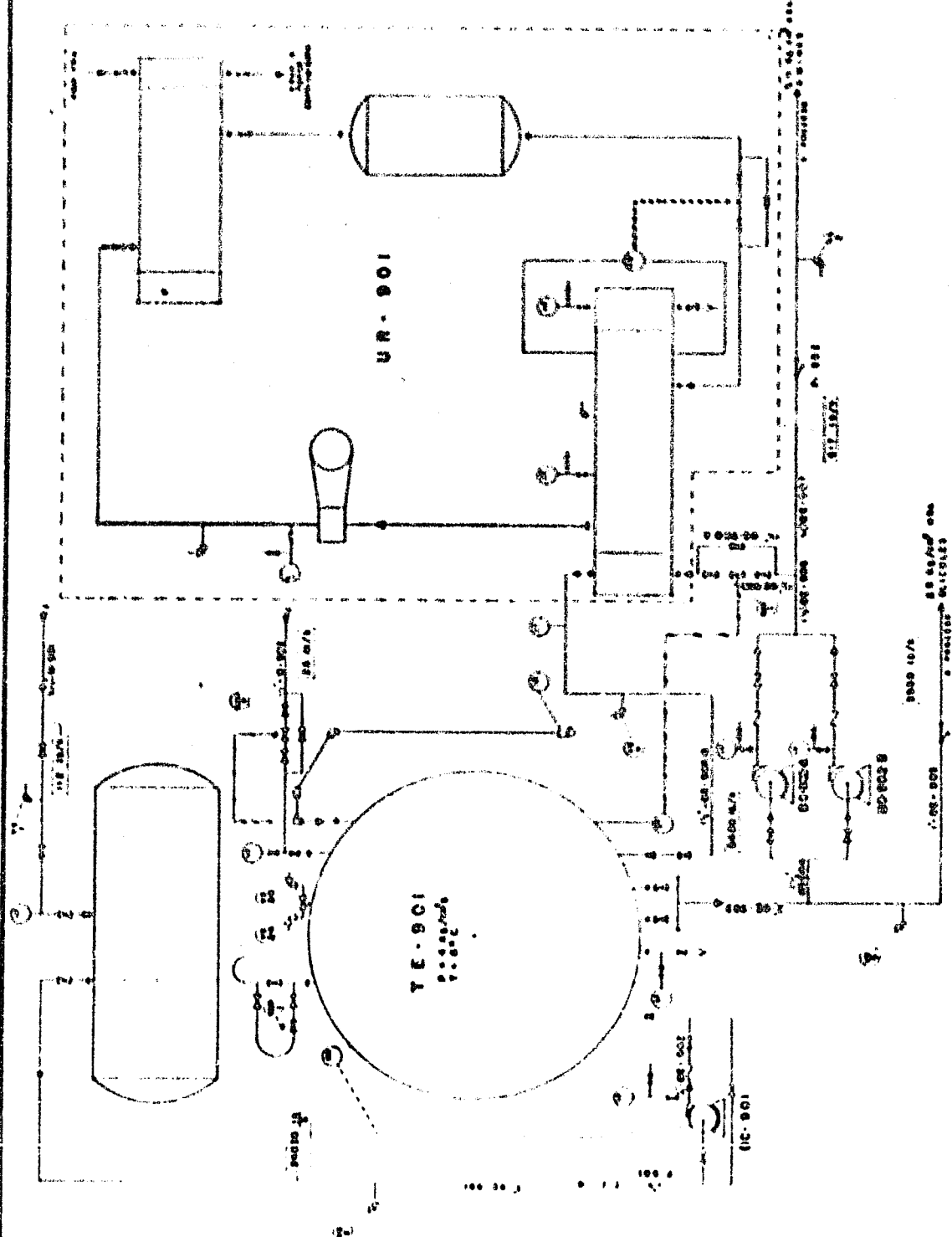
de 1000 a 2000  
de 2000 a 3000  
de 3000 a 4000  
de 4000 a 5000

**claves de tuberías**

de 1000 a 2000  
de 2000 a 3000  
de 3000 a 4000  
de 4000 a 5000

**claves de línea**

de 1000 a 2000  
de 2000 a 3000  
de 3000 a 4000  
de 4000 a 5000



**UR-901**  
 equipo de purga  
 capacidad de  
 10000 kg/m  
 capacidad de  
 10000 kg/m

**BC-902 A/B**  
 equipo de purga  
 de A y B  
 capacidad de  
 10000 kg/m

**TE-901**  
 equipo de purga  
 capacidad de  
 10000 kg/m  
 capacidad de  
 10000 kg/m

**BC-901**  
 equipo de purga  
 capacidad de  
 10000 kg/m  
 capacidad de  
 10000 kg/m

**FACULTAD DE QUIMICA**  
 **DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO**  
 **ALMACENAMIENTO OXIDO ETILENO**  
 **RIQUELME GARCIA ENRIQUE**

**NOMENCLATURA**

**SERVICIO**

- A. - ...
- B. - ...
- C. - ...

**CLASIFICACION**

- 1. - ...
- 2. - ...
- 3. - ...

**INSTRUMENTOS Y SIMBOLOS**

- 1. - ...
- 2. - ...
- 3. - ...
- 4. - ...
- 5. - ...
- 6. - ...

**ABRIGOS**

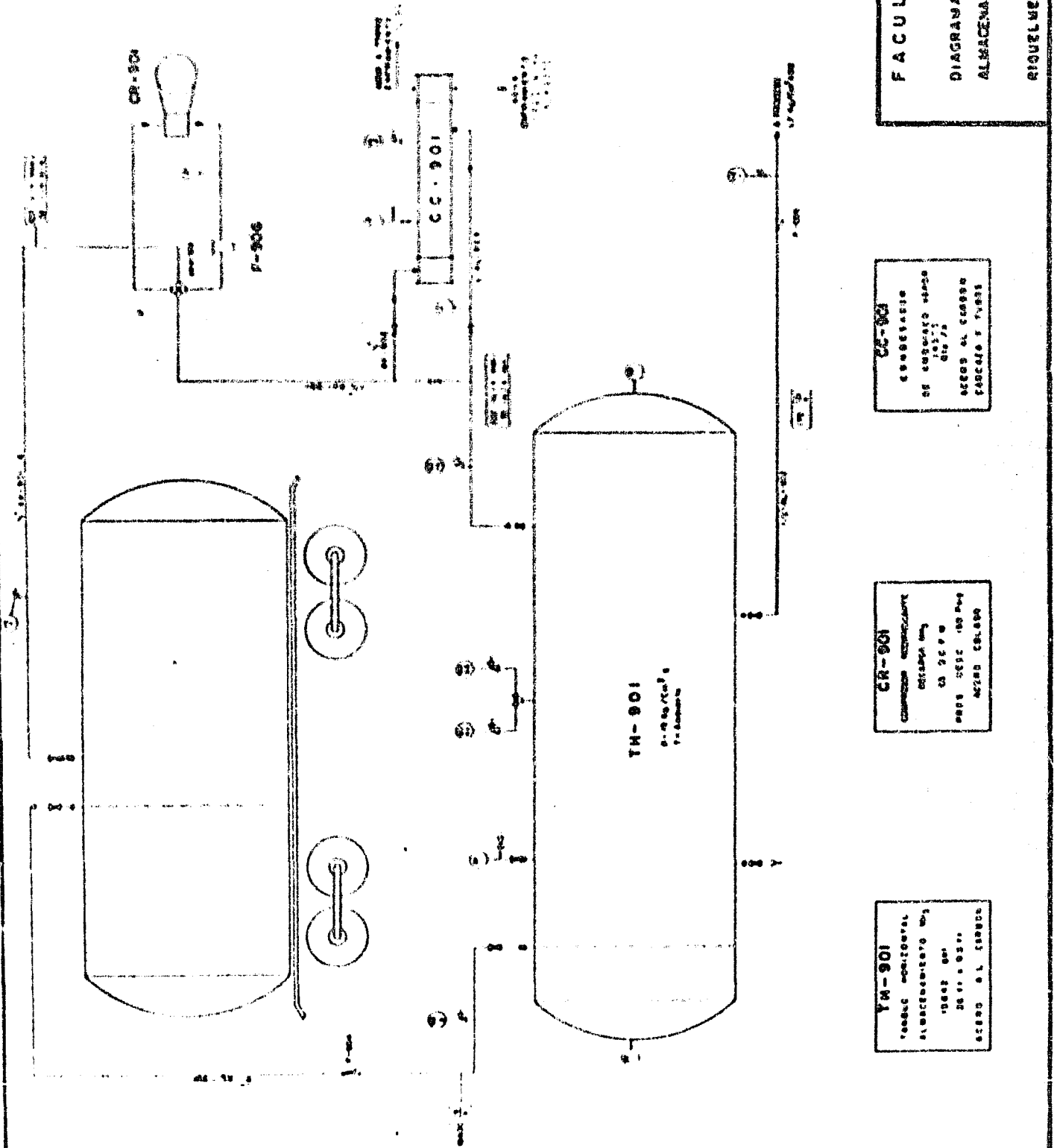
- 1. - ...
- 2. - ...
- 3. - ...
- 4. - ...
- 5. - ...
- 6. - ...

**CLAVES DE TUBERIA**

- 1. - ...
- 2. - ...
- 3. - ...

**CLAVES DE LINEA**

- 1. - ...
- 2. - ...
- 3. - ...
- 4. - ...
- 5. - ...
- 6. - ...



**YM-901**  
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS  
 10000 gal.  
 SERVIDOR  
 ACCESO AL TUBO

**CR-901**  
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS  
 10000 gal.  
 SERVIDOR  
 ACCESO AL TUBO

**CC-901**  
 TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTOS  
 10000 gal.  
 SERVIDOR  
 ACCESO AL TUBO

**FACULTAD DE QUIMICA**  
 MEXICO, D.F.

**DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO**  
 ALMACENAMIENTO AMONIACO ANHIDRO

**RIOQUELME GARCIA ERATOQUE** JUNIO 1970-02

**NOMENCLATURA**

- SERVICIOS:**  
 000 - OPERACIONES  
 100 - PUNTO DE VENTANA  
 200 - PUNTO DE VENTANA  
 300 - PUNTO DE VENTANA
- ESQUEMA:**  
 10 - PUNTO DE VENTANA  
 20 - PUNTO DE VENTANA  
 30 - PUNTO DE VENTANA

**INSTRUMENTOS Y VARIABLES:**

- 0 - OPERACIONES  
 1 - PUNTO DE VENTANA  
 2 - PUNTO DE VENTANA  
 3 - PUNTO DE VENTANA  
 4 - PUNTO DE VENTANA  
 5 - PUNTO DE VENTANA  
 6 - PUNTO DE VENTANA

**VALVULAS:**

- 0 - OPERACIONES  
 1 - PUNTO DE VENTANA  
 2 - PUNTO DE VENTANA  
 3 - PUNTO DE VENTANA  
 4 - PUNTO DE VENTANA  
 5 - PUNTO DE VENTANA  
 6 - PUNTO DE VENTANA

**CLAVES DE VALVULAS:**

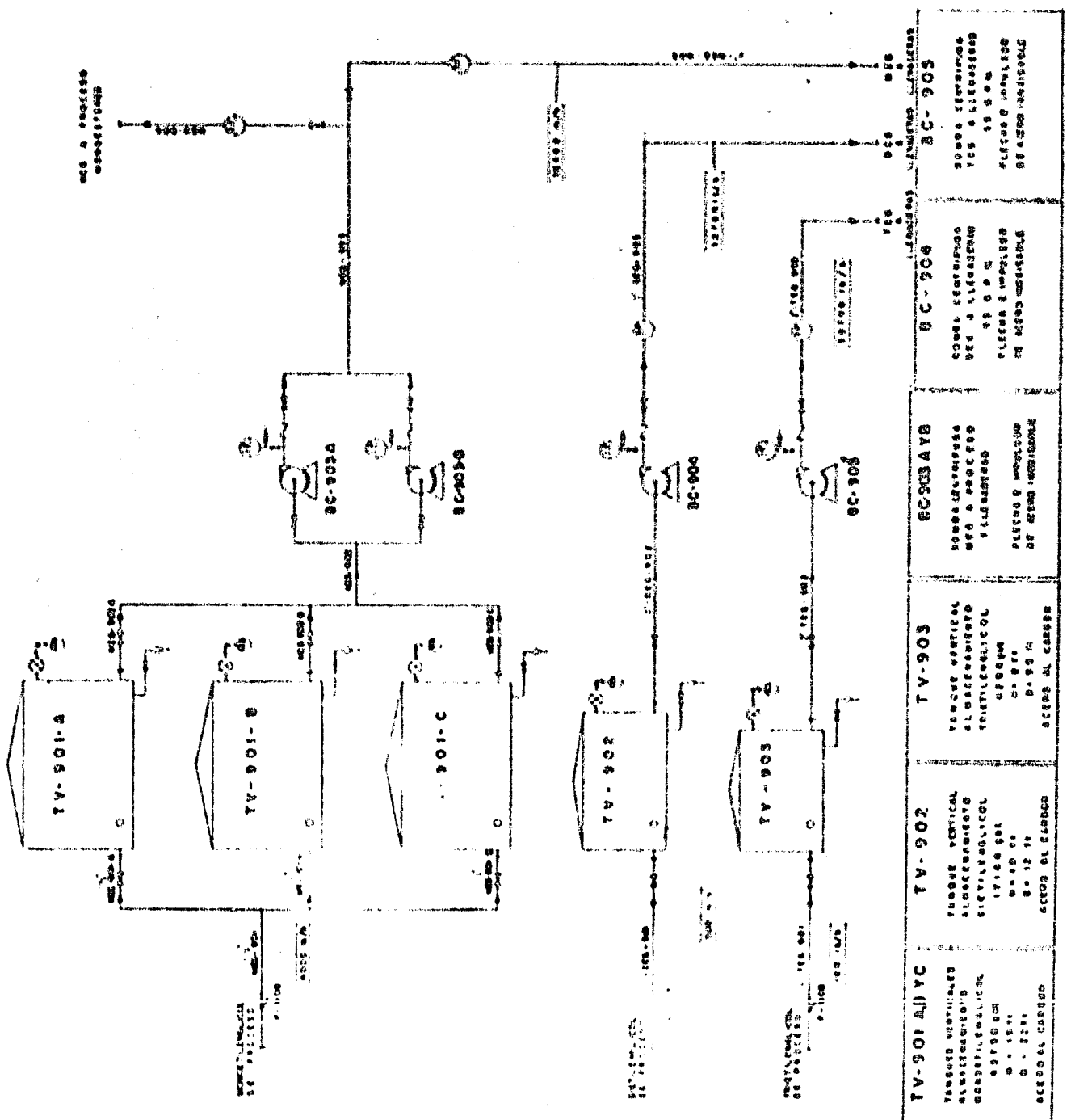
- 0 - OPERACIONES  
 1 - PUNTO DE VENTANA  
 2 - PUNTO DE VENTANA  
 3 - PUNTO DE VENTANA  
 4 - PUNTO DE VENTANA  
 5 - PUNTO DE VENTANA  
 6 - PUNTO DE VENTANA

**CLAVES DE TUBERIA:**

- 0 - OPERACIONES  
 1 - PUNTO DE VENTANA  
 2 - PUNTO DE VENTANA  
 3 - PUNTO DE VENTANA  
 4 - PUNTO DE VENTANA  
 5 - PUNTO DE VENTANA  
 6 - PUNTO DE VENTANA

**CLAVES DE LINEA:**

- 0 - OPERACIONES  
 1 - PUNTO DE VENTANA  
 2 - PUNTO DE VENTANA  
 3 - PUNTO DE VENTANA  
 4 - PUNTO DE VENTANA  
 5 - PUNTO DE VENTANA  
 6 - PUNTO DE VENTANA



**FACULTAD DE QUIMICA**  
 DEPARTAMENTO DE  
**DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO**  
**ALMACENAMIENTO ETILENGLICOLAS**  
 RIQUELME GARCIA ENRIQUE



**NOMENCLATURA**

- SERVICIO**  
 010 - Servicio de Mantenimiento  
 020 - Servicio de Operación  
 030 - Servicio de Limpieza  
 040 - Servicio de Seguridad  
 050 - Servicio de Electricidad  
 060 - Servicio de Agua  
 070 - Servicio de Aire Acondicionado  
 080 - Servicio de Calefacción  
 090 - Servicio de Iluminación  
 100 - Servicio de Telefonía
- EQUIPO**  
 110 - Equipo de Mantenimiento  
 120 - Equipo de Operación  
 130 - Equipo de Limpieza  
 140 - Equipo de Seguridad  
 150 - Equipo de Electricidad  
 160 - Equipo de Agua  
 170 - Equipo de Aire Acondicionado  
 180 - Equipo de Calefacción  
 190 - Equipo de Iluminación  
 200 - Equipo de Telefonía

**LISTA DE VARIABLES Y CONSTANTES**

- 1 - Temperatura de entrada  
 2 - Temperatura de salida  
 3 - Temperatura ambiente  
 4 - Temperatura de referencia  
 5 - Temperatura de control  
 6 - Temperatura de setpoint  
 7 - Temperatura de alarma  
 8 - Temperatura de parada

**VALVULAS**

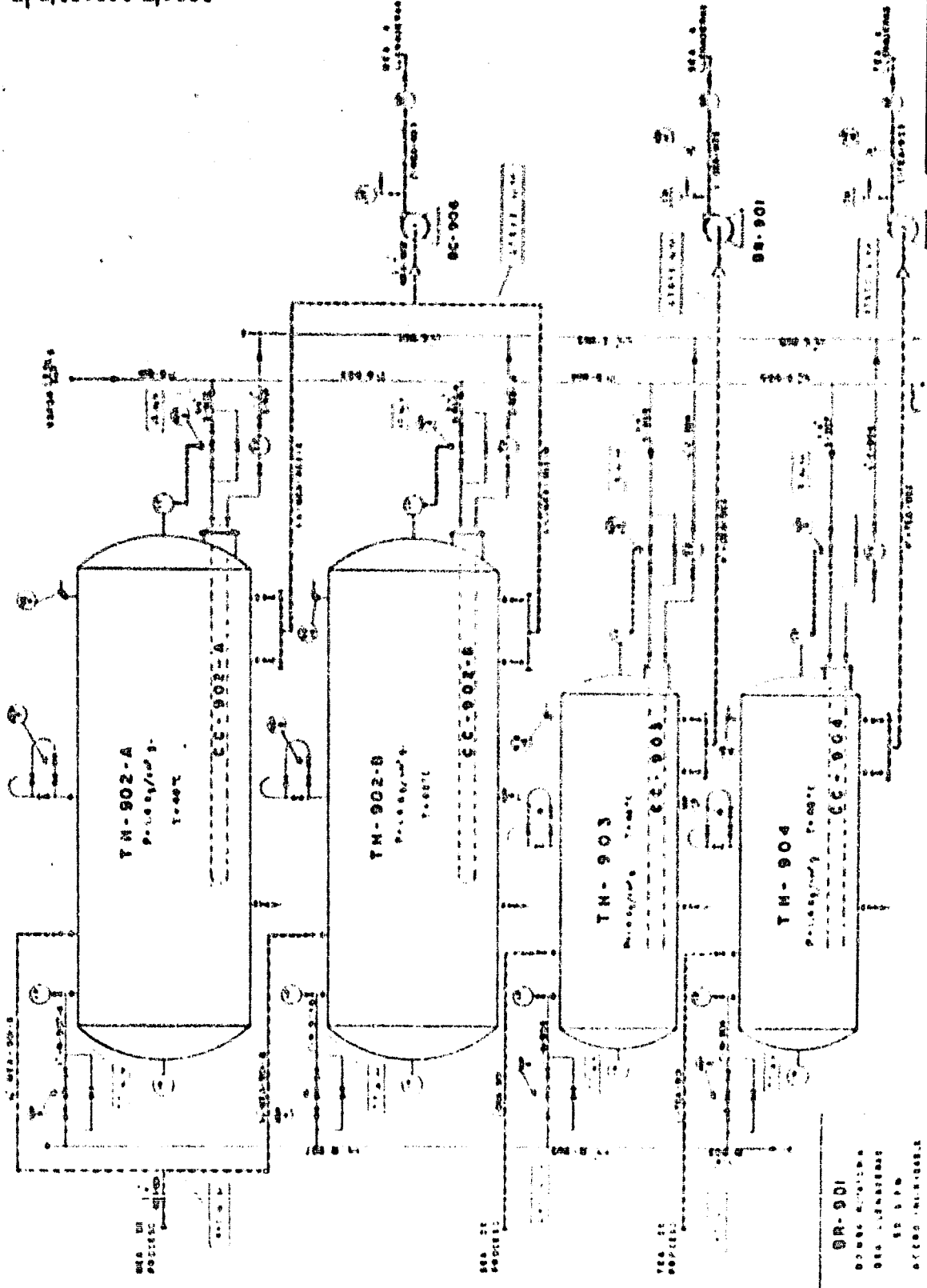
- 1 - Valvula de entrada  
 2 - Valvula de salida  
 3 - Valvula de control  
 4 - Valvula de alarma  
 5 - Valvula de parada

**CLAVES DE VALVULAS**

- 1 - Abierta  
 2 - Cerrada  
 3 - Falta de energía  
 4 - Falta de señal  
 5 - Falta de alimentación

**CLAVES DE LINEAS**

- 1 - Línea de entrada  
 2 - Línea de salida  
 3 - Línea de control  
 4 - Línea de alarma  
 5 - Línea de parada



FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA MECANICO DE FLUJO  
 ALMACENAMIENTO ETANOLAMINAS

RIQUELME GARCIA ENRIQUE

BR-901	BR-902	BR-903	BR-904	BR-905	BR-906	BR-907	BR-908	BR-909	BR-910
Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo	Acceso al campo

OXIDO DE ETILANO

Consumo: 1835 kg/hr.

Temperatura: 0° C

Densidad a 0° C = 0.8965 g/ml.

Capacidad de Almacenamiento: Consumo de 2 semanas.

$$1835 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ D}} \times 15 \text{ D} = 660,000 \text{ kg de OE}$$

Volumen:

$$660,000 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ t}}{0.8965 \text{ kg}} = 740,000 \text{ t}$$

Volumen Almacenamiento = 740,000 t = 196,000 gal.

Alternativas:

(1)

Cuatro tanques cilíndricos horizontales con -  
tapas semielípticas relación 2:1 de las siguientes-  
dimensiones:

$$D = 168 \text{ in} = 14 \text{ ft (ID)}$$

$$L = 38 \text{ ft (envolvente)} \quad L/D = 2.7$$

$$\text{cap.} = 49707 \text{ gal}$$

$$\text{Cap. total 4 tanques} = 198828 \text{ gal}$$

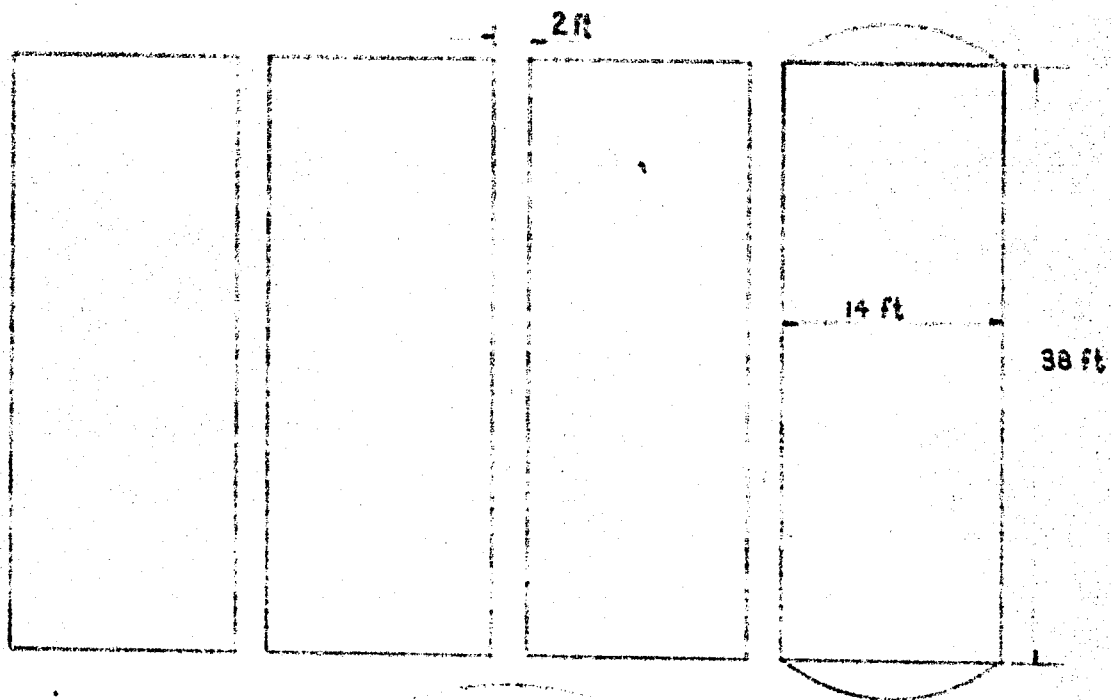
(2)

Un tanque esférico

$$D = 37 \text{ ft} = 11.28 \text{ m}$$

$$\text{cap} = 752071 \text{ lts.}$$

Area necesaria:



**Cálculo de espesores:**

**Material:**

Acero ASTM A - 285 grado C

**Propiedades:**

S = 13750 psi (de - 20° F a 650°F)

**(1) Recipientes cilíndricos**

**Cuerpos:**

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C \quad (\text{ASME})$$

**Tapas:**

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C \quad (\text{ASME})$$

**(Semielípticas**

**Relación 2:1)**

t = espesor en pulgadas

P = Presión interna (psig) 71.1 psig

R = Radio interno (pulg.) 84 in

S = Esfuerzo permisible (psi) 13750 psi

E = Eficiencia de junta (%) 80 %

C = Factor de corrosión (pulg.) Min.: t/6

D = Diámetro interno (pulg.) 168 in

**Cuerpos:**  $t = \frac{71.1 \times 84}{13750 \times 0.80 - 0.6 \times 71.1} = 0.545 \text{ in}$

**Tapas:**  $t = \frac{71.1 \times 168}{2 \times 13750 \times 0.80 - 0.2 \times 71.1} = 0.543 \text{ in}$

Utilizando acero ASTM A - 212 grado B

con un esfuerzo permisible de

$$S = 17500 \text{ psi } ( - 20^{\circ} \text{ F a } 650^{\circ} \text{ F } )$$

Los espesores resultantes son:

$$\text{Cuerpo : } t = 0.427 \text{ in.}$$

$$\text{Tapas : } t = 0.426 \text{ in.}$$

-----

Factor de Corrosión:

$$\text{Mínimo } \frac{t}{c} \quad ( \text{ASME} - \text{Parr. UCS} - 25 )$$

A-285-C	$t_c = 0.545 + 0.090 = 0.635 \text{ in}$	11/16"
	$t_t = 0.543 + 0.090 = 0.633 \text{ in}$	11/16"
A-212-B	$t_c = 0.427 + 0.071 = 0.498 \text{ in}$	1/2"
	$t_t = 0.426 + 0.071 = 0.497 \text{ in}$	1/2"

(2) E S P E R A

Materiales:

Acero ASTM A - 285 - C

S = 13750 psi

Acero ASTM A - 212 - B

S = 17500 psi

Cuerpo

$$t = \frac{P R}{2 S E - 0.2 P} + C \quad (ASME)$$

R = Radio interno (pulgadas) 222 in

A - 285 - C

$$t = \frac{71.1 \times 222}{2 \times 13750 \times 0.8 - 0.2 \times 71.1} = 0.7179 \text{ in}$$

A - 212 - B

$$t = \frac{71.1 \times 222}{2 \times 17500 \times 0.8 - 0.2 \times 71.1} = 0.564 \text{ in}$$

Factor de corrosión:

A-285-C  $t = 0.7179 + 0.1196 = 0.8375 \text{ in } 7/8"$

A-212-B  $t = 0.564 + 0.094 = 0.658 \text{ in } 11/16"$

PESO DE RECIPIENTES

(1) Recipientes Cilíndricos

A-285-C ID = 168", t = 11/16" , L = 38 ft

Peso envolverte = 1240 lb/ft

Peso Tapas = 6800 lb

Peso total =  $1240 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 38 \text{ ft} + 2 \times 6800 \text{ lb} = 60720 \text{ lb}$

Peso total = 60720 lb

Peso total 4 tanques:

P = 242 880 lb

A-212-B , t = 1/2"

Peso envolverte = 901 lb/ft

Peso tapas = 5000 lb

Peso total =  $901 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 38 \text{ ft} + 2 \times 5000 \text{ lb} = 44238 \text{ lb}$

Peso total = 44238 lb

Peso total 4 tanques:

P = 176 952 lb

(2)

Recipiente esférico

A-285-C            ID = 37 ft = 444 in    t = 7/8"

Peso total =        163 090 lb

A-212-B            ID = 444 in        t = 11/16"

Peso total =        128034 lb

Datos de " Fogles No. 1 - Tank and Pressure Vessel-  
Handbook - For ASME code U - 69"



AMONIACO ANHIDRO

Consumo: 77 kg/hr.

Temperatura: 20° C.

Densidad a 20°C : 0.6103 g/ml = 38.10  $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

Capacidad de almacenamiento: consumo de 2 semanas .

$$77 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{24 \text{hr}}{\text{D}} \times 15 \text{ D} = 27720 \text{ kg de NH}_3 \text{ anhidro}$$

Volumen:

$$27720 \text{ kg} \times \frac{1 \text{t}}{0.6103 \text{ kg}} = 45420 \text{ lts.} = 12000 \text{ gal.}$$

Capacidad mínima de un carro tanque:

$$52000 \text{ lb de NH}_3 = 23636 \text{ kg (DOW)}$$

Se tomará una capacidad de almacenamiento equivalente a la capacidad de un carro tanque mas el consumo correspondiente a 5 días.

Consumo 5 días:

$$77 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{h}}{\text{D}} \times 5 \text{ D} = 9240 \text{ kg}$$

Capacidad de Almacenamiento:

$$23636 \text{ kg} + 9240 \text{ kg} = 32876 \text{ kg de NH}_3 \text{ anh.}$$

Volumen recomendado.- (Compressed Gas Association Standards.)

" La cantidad de  $\text{NH}_3$  (en peso) almacenada, no debe exceder el 56% de la capacidad en peso de agua (a  $60^\circ\text{F}$ ) de el tanque "

$$32876 \text{ kg} \dots\dots 56\%$$

$$X \text{ kg} \dots\dots 100\%$$

$$X = 58707 \text{ kg de } \text{H}_2\text{O}$$

Densidad de el  $\text{H}_2\text{O}$  a  $60^\circ\text{F} = 0.999 \text{ g/ml}$

Volumen:

$$58707 \text{ kg} \times \frac{1 \text{ t}}{0.999 \text{ kg}} = 58765 \text{ lts} = 15525 \text{ gal.}$$

Capacidad almacenamiento  $\text{NH}_3$  anhidro

Total 15525 gal. ( de agua )

Volumen máximo de  $\text{NH}_3$  : 14232 gal.

Equivalente al 91 % de la capacidad de el tanque.

**Dimensiones Tanque Almacenamiento:**

- (1) 1 tanque cilíndrico horizontal con tapas semielípticas rel. 2:1

ID = 114 in = 9.5 ft.

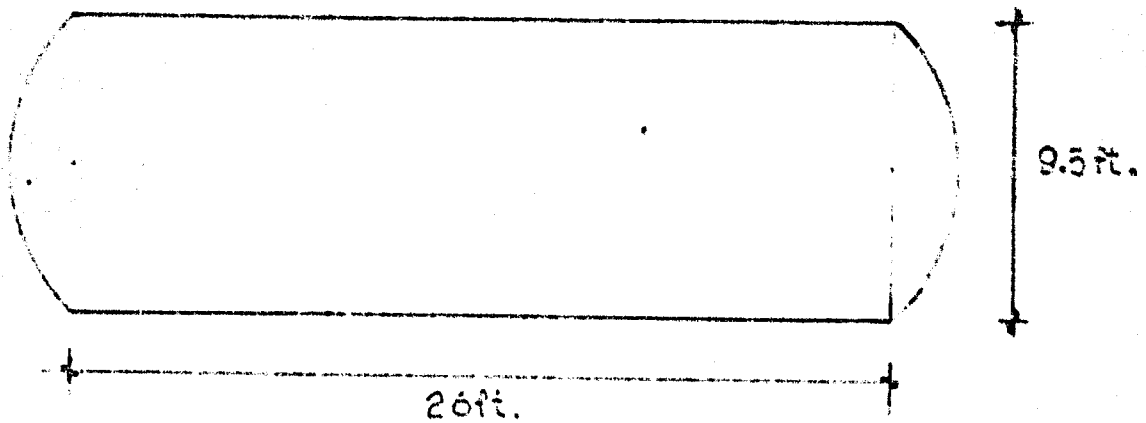
L = 26 ft

L/D = 2.7

Cap. = 15642 gal.

Tapas semielípticas 2:1

No.de tanques = 1



Cálculo de espesores:

Material : Acero ASTM - A - 285 - C

$$P = 337.7 \text{ psig}$$

$$C = 1/8" = 0.1250 \text{ in}$$

$$R = 57 \text{ in}$$

$$S = 13750 \text{ psi}$$

$$E = 80 \%$$

$$D = 144 \text{ in}$$

Cuerpo

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} = \frac{337.7 \times 57}{13750 \times 0.8 - 0.6 \times 337.7} = 1.782 \text{ in}$$

Tapas

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} = \frac{337.7 \times 114}{2 \times 13750 \times 0.8 - 0.2 \times 337.7} = 1.755 \text{ in}$$

Material : Acero ASTM - A - 212 - B

$$S = 17500 \text{ psi}$$

Cuerpo

$$t = \frac{19248.90}{17500 \times 0.8 - 202.62} = 1.375 \text{ in}$$

Tapas

$$t = \frac{38497.80}{2 \times 17500 \times 0.8 - 67.54} = 1.358 \text{ in}$$

Espesor mas 1/8" por factor de corrosión:

Acero ASTM - A - 212 - B

Cuerpo :

$$t = 1.500 \text{ in} \quad 1 \frac{1}{2}''$$

Tapas :

$$t = 1.483 \text{ in} \quad 1 \frac{1}{2}''$$

-----  
2a. Alternativa

2 Tanques cilíndricos horizontales  
con tapas semielípticas relación 2:1 con las siguientes  
dimensiones:

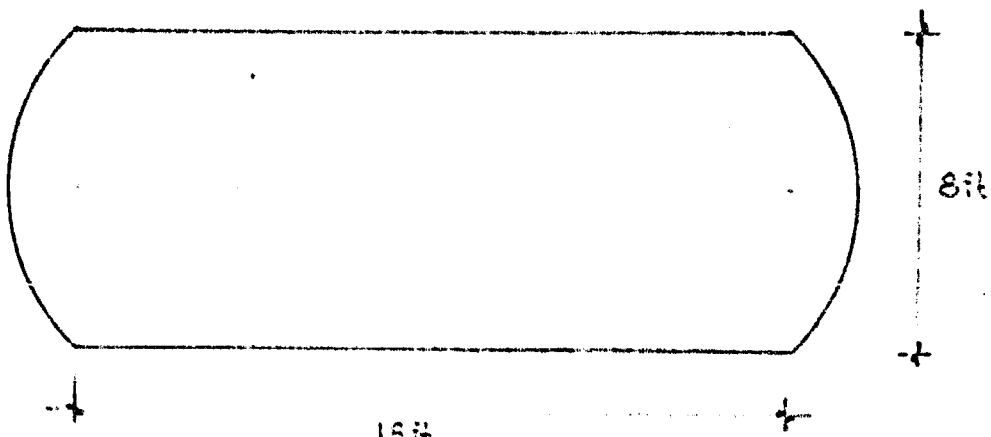
$$L = 18' = 216''$$

$$ID = 96'' = 8'$$

$$\text{Cap.} = 7896 \text{ gal}$$

$$L/D = 2.25$$

$$\text{Capacidad total 2 recipientes} = 15792 \text{ gal.}$$



Cálculo de espesores 2a. alternativa.

Material: Acero ASTM - A - 212 - B

$$R = 48 \text{ in}$$

$$D = 96 \text{ in}$$

Cuerpo:

$$t = 1.375 \times \frac{R_2}{R_1} = 1.375 \times \frac{48}{57} = 1.1578 \text{ in}$$

Tapas:

$$t = 1.358 \times \frac{D_2}{D_1} = 1.358 \times \frac{96}{114} = 1.1435 \text{ in}$$

Factor de corrosión:  $1/8" = 0.125 \text{ in}$

Cuerpo.

$$t = 1.2828 \text{ in} \quad 1 \frac{5}{16}" \quad 1 \frac{3}{8}"$$

Tapas

$$t = 1.2685 \text{ in} \quad 1 \frac{5}{16}" \quad 1 \frac{3}{8}"$$

-----  
3a. Alternativa

2 Recipientes cilíndricos horizontales con tapas semielípticas 2:1

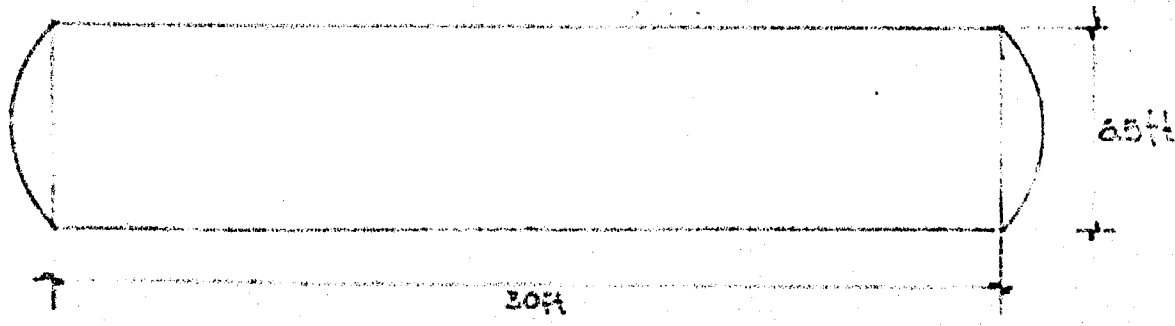
$$ID = 78" = 6.5'$$

$$L = 30' = 360"$$

$$\text{Cap.} = 8067 \text{ gal.}$$

$$L/D = 4.6$$

$$\text{Capacidad 2 recipientes} = 16134 \text{ gal.}$$



**Cálculo de espesores 3a. alternativa**

**Material : Acero ASTM A - 212 - B**

**D = 78"**

**R = 39"**

**Cuerpos**

$$t = 1.375 \times \frac{R_2}{R_1} = 1.375 \times \frac{39}{57} = 0.9407 \text{ in}$$

**Tapas:**

$$t = 1.358 \times \frac{D_2}{D_1} = 1.358 \times \frac{78}{114} = 0.9291 \text{ in}$$

**Factor de corrosión : 1/8" = 0.125 in**

**Cuerpos:**

**t = 1.065 in                      1 1/8"**

**Tapas:**

**t = 1.054 in                      1 1/8"**

Pesos Recipientes

AMONIACO ANHIDRO

1a. Alternativa:

ID = 144 in

L = 26 ft

t = 1 1/2"

Pesos

Cuerpos : 1851 lb/ft lineal

Tapas : 7217 lb

Peso:  $1851 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 26 \text{ ft} + 2 \times 7217 \text{ lb} = \underline{62560 \text{ lbs}}$

---

2a.. Alternativa:

ID = 96 in

L = 18 ft

t = 1 3/8"

Pesos

Cuerpo : 1430 lb/ft

Tapas : 4748 lb

Peso:  $1430 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 18 \text{ ft} + 2 \times 4748 \text{ lb} = 35236 \text{ lb}$

Peso 2 recipientes = 70472 lb

---



3a Alternativa.

ID = 78 in

L = 30 ft

t = 1 1/8"

**Pesos:**

Cuerpo: 951 lb/ft

Tapas: 2532 lb

Peso:  $951 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 30 \text{ ft} + 2 \times 2532 \text{ lb} = 33594 \text{ lb}$

Peso 2 recipientes = 67188 lb

---

RECIPIENTES ALMACENAMIENTO MATERIAS PRIMAS

Clave: TE-901 Capacidad requerida: 196000 gal.  
 Almacenamiento: Oxido de Etileno

Alt.	Tipo	No.	Diam. ft.	Long. ft.	L/D	Cap. gal.	Cap. total gal.	Material	Espesor	Peso unitario lbs.	Peso total lbs.	Relevado Esp.	Radio total
1	CH	4	14	37	2.7	49707	198328	A-285-C	11/16"	60720	242880	NO	SI
2	E	1	37	—	—	198700	198700	A-212-B	1/2"	44238	176952	NO	SI
								A-285-C	3/8"	163090	163090	NO	SI
								A-212-B	1/16"	128034	128034	NO	SI

Clave: TH-901 Capacidad requerida: 12000 gal  
 Almacenamiento: Amoniaco Anhidro

Alt.	Tipo	No.	Diam. ft.	Long. ft.	L/D	Cap. gal.	Cap. total gal.	Material	Espesor	Peso unitario lbs.	Peso total lbs.	Relevado Esp.	Radio total
1	CH	1	9.5	26	2.7	15642	15642	A-285-C	NO	ECONOMICO	ECONOMICO	—	—
2	CH	2	8	18	2.25	7896	15792	A-212-B	1 1/2"	62560	62560	SI	SI
3	CH	2	6.5	30	4.6	8067	16134	A-212-B	1 3/8"	35236	70472	SI	SI
								A-285-C	NO	ECONOMICO	ECONOMICO	—	—
								A-212-B	1 1/8"	33594	67188	SI	SI

M O N O E T I L E N G L I C O L

Requeridos 3 tanques de  $160 \text{ m}^3$  c/u

Volumen requerido :  $160000 \text{ lts} = 42272 \text{ gal.}$

(1) Dimensiones tanques almacenamiento:

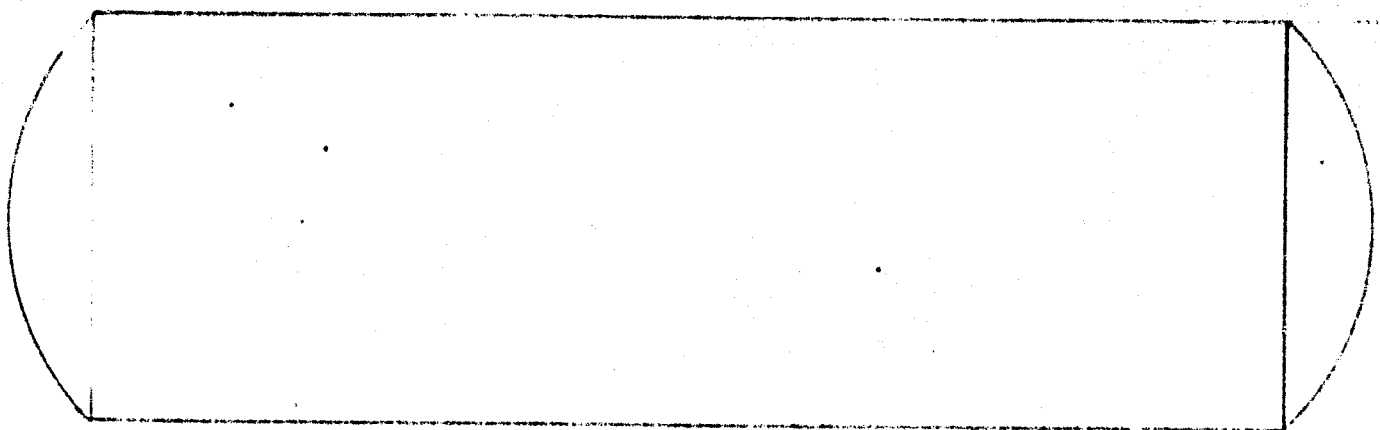
3 Recipientes cilíndricos horizontales con tapas  
semielípticas relación 2:1

$$L = 38' = 456''$$

$$ID = 156'' = 13'$$

$$\text{Cap} = 42528 \text{ gal} \quad \text{Cap. 3 rec.: } 127584 \text{ gal.}$$

$$L/D = 2.9$$



38ft

2a. Alternativa:

} Tanques cilíndricos verticales con las siguientes dimensiones:

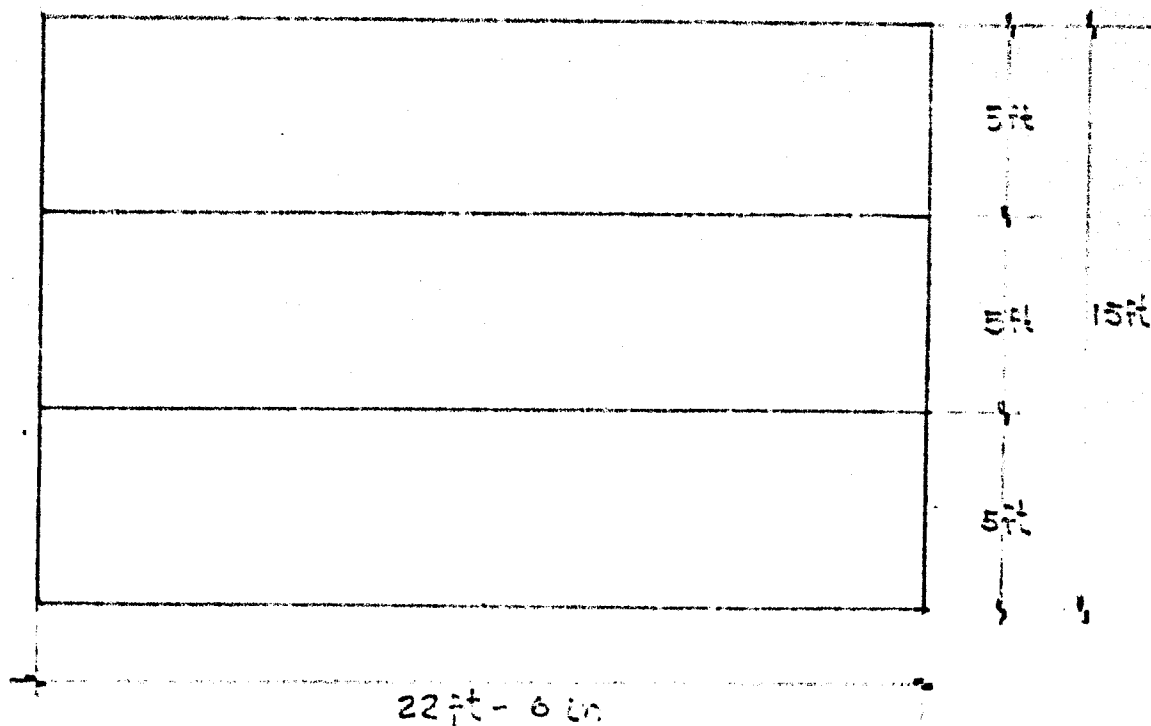
ID = 22 ft - 6 in

Dims. optimas  
recomendadas  
por API

H = 15 ft

Cap. = 44614 gal.

Cap. trabajo = 43127 gal ( debido a -  
boquilla de sobrecapacidad localizada  
a 14.5 ft



Cálculo de espesores:

Material: Acero ASTM A - 285 - grado C

$$S = 13750 \text{ psi}$$

(1) Recipientes cilíndricos horizontales

$$P = 14.22 \text{ psig ( } 1 \text{ kg/cm}^2 \text{ g )}$$

$$R = 78 \text{ in}$$

$$D = 156 \text{ in}$$

$$S = 13750 \text{ psi}$$

$$E = 80 \%$$

Cuerpo:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} = \frac{14.22 \times 78}{13750 \times 0.8 - 0.6 \times 14.22} = 0.1010 \text{ in}$$

Tapas:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2P} = \frac{14.22 \times 156}{2 \times 13750 \times 0.8 - 0.2 \times 14.22} = 0.1006 \text{ in}$$

Factor de corrosión:  $1/8" = 0.1250 \text{ in}$

Cuerpo:

$$t = 0.1010 \text{ in} + 0.1250 \text{ in} = 0.2260 \text{ in } 1/4"$$

Tapas:

$$t = 0.1006 \text{ in} + 0.1250 \text{ in} = 0.2256 \text{ in } 1/4"$$

-----

**Cálculo de espesores tanques verticales:**

Paredes: t. mínimo 3/16 para D < 50 ft (API)  
 Fondo: t. mínimo 1/4"  
 Techo: t. mínimo 3/16"

Paredes:

$$t = \frac{pd}{2 SE}$$

t = in  
d = in  
p = lb/in<sup>2</sup>

$$p = \frac{\rho (H-1)}{144}$$

ρ = lb/ft<sup>3</sup>  
H = ft

Usando soldadura doble a tope E = 0.85

Material: Acero ASTM SA-283-D : S = 21000 psi.

ρ = densidad del agua a 60° F = 62.37 lb/ft<sup>3</sup>

$$t = \frac{62.37 \text{ lb/ft}^3 (H-1) \text{ ft} (12 D) \frac{\text{in}}{\text{ft}}}{2 (21000) \text{ lb/in}^2 (0.85) (144) \frac{\text{in}^2}{\text{ft}^2}}$$

$$t = 0.0001456 (H-1) D$$

Para otros líquidos diferentes del agua:

$$t = 0.0001456 (H-1) (D) G$$

$$t = \text{in}$$

H = altura ft

D = diam. interno ft

G = Sp. Gr.

2a. Alternative

ID = 22.5 ft

H = 15 ft en 3 hileras  
de 5 ft c/u

Sp. Gr. MEG = 1.1155

Pared

1a. Hilera:

$$t = 0.0001456 (15-1)(22.5)(1.1155) = 0.0511 \text{ in.}$$

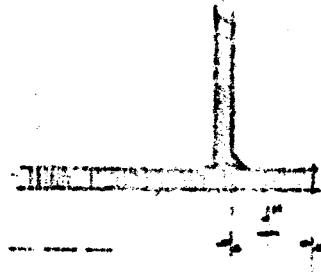
Para  $D < 50 \text{ ft}$   $t$  mínimo =  $3/16''$

Espesor seleccionado:  $3/16''$  para las 3 hileras.

Fondo

$t = 1/4''$

Se requiere que el fondo sobresalga  
1" de la pared de el recipiente.



Techo

$t = 3/16''$

Angulo de inclinación:

$$\text{Sen } \theta = \frac{D}{1000 t} \sqrt{p/6}$$

$$\text{Carga mínima viva} = 25 \text{ lb/ft}^2 = 125 \text{ kg/m}^2$$

$$\text{Carga muerta (para } t = 3/16'') = 7.65 \text{ lb/ft}^2$$

$$P = 32.65 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{Min. sen } \theta = \frac{P}{1000 t} \sqrt{32.65/6} = \frac{D}{430 t}$$

$$\text{Min. sen } \theta = \frac{D}{430 t} = \frac{22.5}{430 \times 0.1875} = 0.2790$$

$$\theta = 16^\circ 15'$$

D I E T I L E N G L I C O L

Requerido 1 tanque de 60 m<sup>3</sup>

Volumen: 60,000 ltr. = 15 860 gal.

1) 1 tanque cilíndrico vertical con las siguientes dimensiones

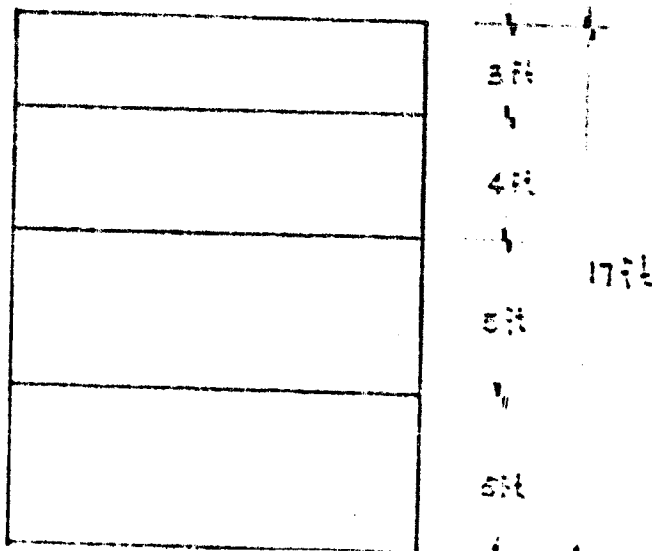
ID = 13ft

H = 17ft

cap. = 16 879 gal

cap. trabajo = 16 383 gal

Boquilla de sobrecapacidad  
a 16.5 ft





**Cálculo de espesores:**

ID = 13 ft

H = 17 ft

MATERIAL:

Acero ASTM

SA-283-D

Sp. Gr. DEG = 1.1184

**Pared:**

1a. hilera:

$$t = 0.0001456 (17-1)(13)(1.1184) = 0.0338 \text{ in.}$$

Espesor seleccionado:  $t_{\text{min}} = 3/16"$  para las 4 hileras.

$$t = 1/4" \text{ (mínimo)}$$

**Fondo:**

Se requiere que el fondo sobresalga 1" de la pared de el recipiente.

**Techo:**

$$t = 3/16" \text{ (mínimo)}$$

El techo no requiere soporte estructural. (auto-soportado.)

Angulo de inclinación:

$$\text{Mínimo sen. } \theta = \frac{D}{430 t} = \frac{13}{430 \times 0.1875} = 0.16124$$

$$\theta = 9^\circ 17'$$

TRIETILEGLICOL

Requerido 1 tanque de 15 M<sup>3</sup>

Volumen 15 000 lts. = 3 965 gal

- 1) 1 Tanque cilíndrico vertical con las siguientes dimensiones:

ID = 10 ft

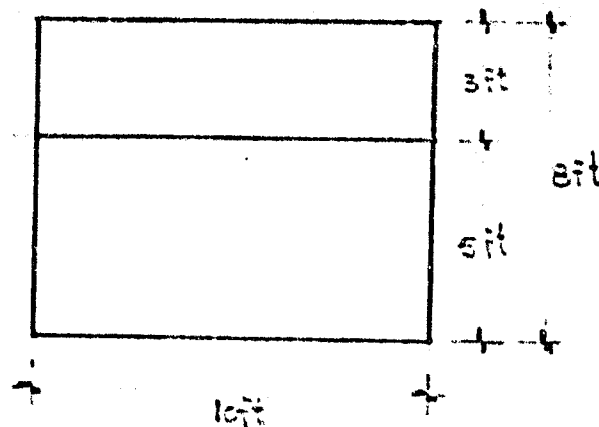
H = 8 ft

cap. = 4700 gal (nominal)

Cap. de trabajo = 4406 gal

Boquilla de sobrecapacidad  
a 7.5 ft

esc. 1:20



Cálculo de espesores:

$$ID = 10 \text{ ft}$$

$$H = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Sp. Gr. TEG} = 1.1255$$

MATERIAL:

Acero ASTM

SA-283-D

Pared:

1a. hilera:

$$t = 0.0001456 (8-1)(10)(1.1255) = 0.01147 \text{ in.}$$

Espesor seleccionado:  $t = 3/16$ " para 2 hileras (mín.)

Fondo:

$$t = 1/4" \text{ (mínimo especificado)}$$

Se requiere que el fondo sobresalga 1" de la pared de el recipiente.

Techo:

$$t = 3/16" \text{ (mínimo especificado)}$$

El techo no requiere soporte estructural. (Autosoportado.)

Angulo de inclinación:

$$\text{Mín. } \sin \theta = \frac{D}{430 t} = \frac{10}{430 \times 0.1875} = 0.12403$$

$$\theta = 7^\circ 10'$$

# MONOMETANOAMINA

Requeridos 2 tanques de 40 M<sup>3</sup> c/u

Volumen : 40 000 lts = 10 570 gal

Dimensiones tanque: Cilíndrico horizontal, tapas semi-elípticas 2:1.

ID = 108 in = 9 ft

L = 20 ft

cap = 11 104 gal

Cálculo de espesores:

Material: Acero ASTM A-285 grado C

P = 20 psig

R = 54 in

S = 13750 psi

E = 80 %

D = 108 in

Cuerpo:

$$t = \frac{P R}{SE - 0.6P} = \frac{20 \times 54}{13750 \times 0.8 - 0.6 \times 20} = 0.0983 \text{ in}$$

Tapas:

$$t = \frac{P D}{2 SE - 0.2P} = \frac{20 \times 108}{2 \times 13750 \times 0.8 - 0.2 \times 20} = 0.0981 \text{ in}$$

Factor de corrección :  $1/8" = 0.1250$  in

Cuerpo:  $t = 0.0983 + 0.125 = 0.2233$  in  $1/4"$

Tapas:  $t = 0.0981 + 0.125 = 0.2231$  in  $1/4"$

Presión que soporta:

$$P = \frac{SRt}{R + 0.6t} = \frac{13750 \times 0.8 \times 0.250}{54 + 0.6 \times 0.250} = 51 \text{ psig}$$

Peso del Recipiente :

Envolvente:  $289 \frac{\text{lb}}{\text{ft}}$  ,  $L = 20 \text{ ft}$

Tapas:  $1090 \text{ lb}$

$$\text{Peso} = 289 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 20 \text{ ft} + 2 \times 1090 \text{ lb} = \underline{7960 \text{ lbs}}$$

## D I E T A N O L A M I N A

Requerido 1 tanque de  $30 \text{ M}^3$

Volumen =  $30\ 000 \text{ ltr} = 7930 \text{ gal}$

Dimensiones tanques: Cilíndrico horizontal, tapas semi  
elípticas 2:1

$$\text{ID} = 96 \text{ in} = 8 \text{ ft}$$

$$L = 19 \text{ ft}$$

$$\text{cap} = 8272 \text{ gal}$$

Cálculo de espesores:

Material :

Acero ASTM - A-285-C

$$P = 20 \text{ psig}$$

$$R = 48 \text{ in}$$

$$D = 96 \text{ in}$$

Cuerpo:

$$t = 0.0983 \times \frac{R_2}{R_1} = 0.0983 \times \frac{48}{54} = 0.0873 \text{ in}$$

Tapas:

$$t = 0.0981 \times \frac{D_2}{D_1} = 0.0981 \times \frac{96}{108} = 0.0871 \text{ in}$$

Factor de corrosión :  $1/8" = 0.1250$  in

Cuerpo :  $t = 0.0873$  in +  $0.125$  in =  $0.2153$  in  $1/4"$

Tapas :  $t = 0.0871$  in +  $0.125$  in =  $0.2121$  in  $1/4"$

Peso del recipiente: (vacío)

Envolvente:  $257 \frac{\text{lb}}{\text{ft}}$   $L = 19$  ft

Tapas:  $868$  lb

Peso =  $257 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \times 19$  ft +  $2 \times 868$  lb =  $6619$  lbs

T R I E T A N O L A M I N A

Requerido 1 tanque de 30 M<sup>3</sup>

Dimensiones, espesores y Material idénticos al anterior.



## Corrección a Dimensiones de Tanques Verticales

p · Dimensiones de Placa.

### 1) TANQUES MONOBILÉNGLICO.

$$\text{Perímetro actual} = \pi \times D = \pi \times 22.5 \text{ ft} = 70.685 \text{ ft}$$

Usando placas de 5' x 10' se necesitan 7.068 placas por anillo.

Usando 7 placas de 5' x 10' se tiene un perímetro de 70 ft y un diámetro de:

$$D = \frac{70}{3.14159} = \underline{22.281 \text{ ft}}$$

y conservando la misma altura un volumen de trabajo (boquilla a 14.5 ft) igual a:

$$V = 5553.115 \text{ ft}^3 = \underline{42291 \text{ gal}}$$

Estas dimensiones no incluyen la distancia desahrollada por los cordones de soldadura.

Las dimensiones del tanque quedan como sigue:

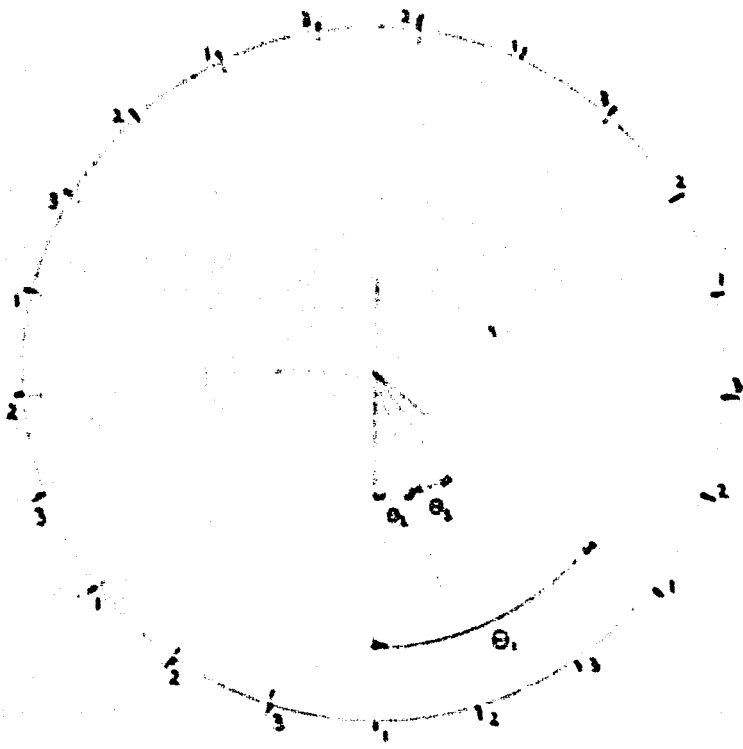
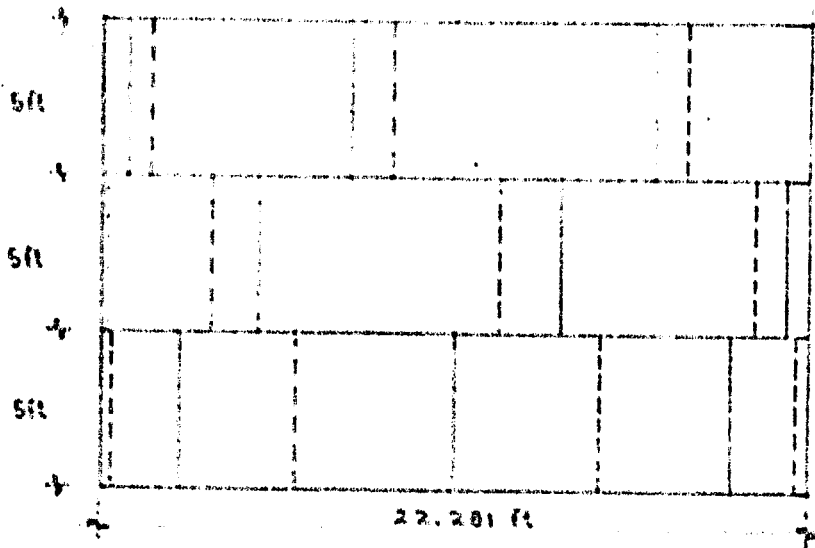
$$ID = 22.281 \text{ ft}$$

$$H = 15 \text{ ft}$$

$$\text{cap} = 43750 \text{ gal}$$

$$\text{cap. de trabajo} = 42291 \text{ gal}$$

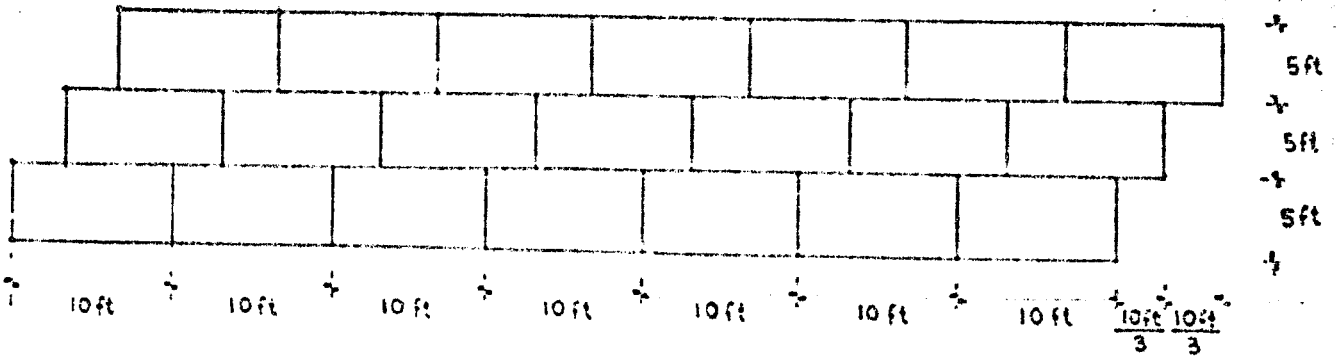
La pared del recipiente estará formada por 3 anillos de 5' de ancho contruidos por 7 placas de 5' x 10' c/u.



$$\theta_1 = \frac{360^\circ}{7} = 51.42^\circ$$

$$\theta_2 = \frac{51.42^\circ}{3} = 17.14^\circ$$

$$\theta_3 = \theta_2$$



2) Tanque Dietilenglicol.

$$ID = 13 \text{ ft}$$

$$H = 17 \text{ ft}$$

$$\text{Perímetro} = \pi \times D = \pi \times 13 \text{ ft} = 40.84 \text{ ft}$$

Usando placas de 10' de largo, se requieren 4.084 placas por anillo.

Usando 4 placas de 10' de largo con anchos de 5', 4' y 3' se tiene un perímetro de 40 ft y un diámetro de:

$$D = \frac{40}{3.14159} = 12.732 \text{ ft}$$

y conservando la misma altura (boquilla de sobrecapacidad a 16.5 ft), un volumen de:

$$V = 15715 \text{ gal}$$

menor al requerido.

Por tanto se modifica la altura a  $H = 18 \text{ ft}$

Obteniendo un volumen de trabajo (boquilla de sobrecapacidad a 17.5 ft), igual a:

$$V = 16668 \text{ gal.}$$

quedando las dimensiones del tanque como sigue:

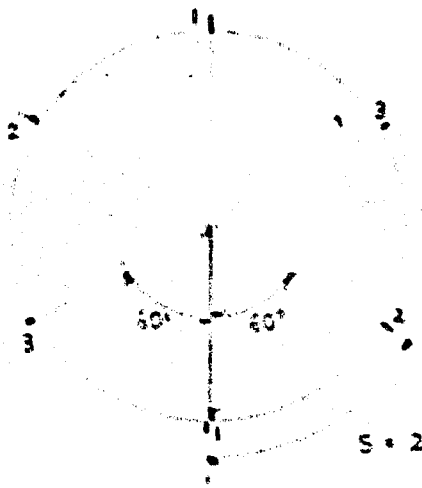
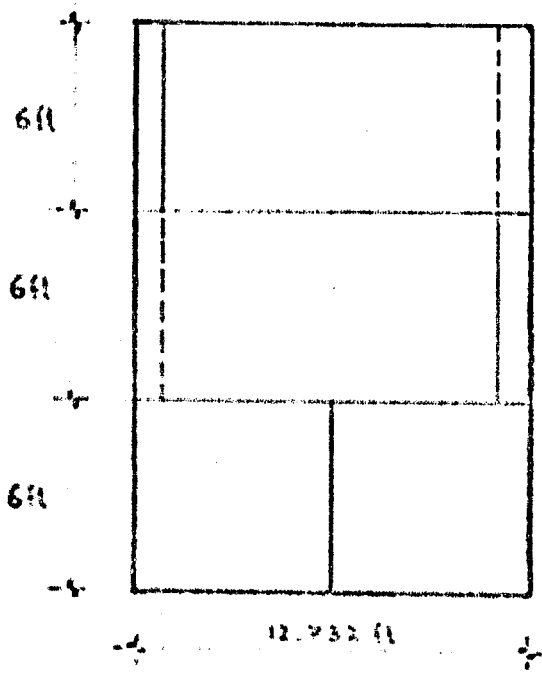
$$ID = 12.732 \text{ ft}$$

$$H = 18 \text{ ft}$$

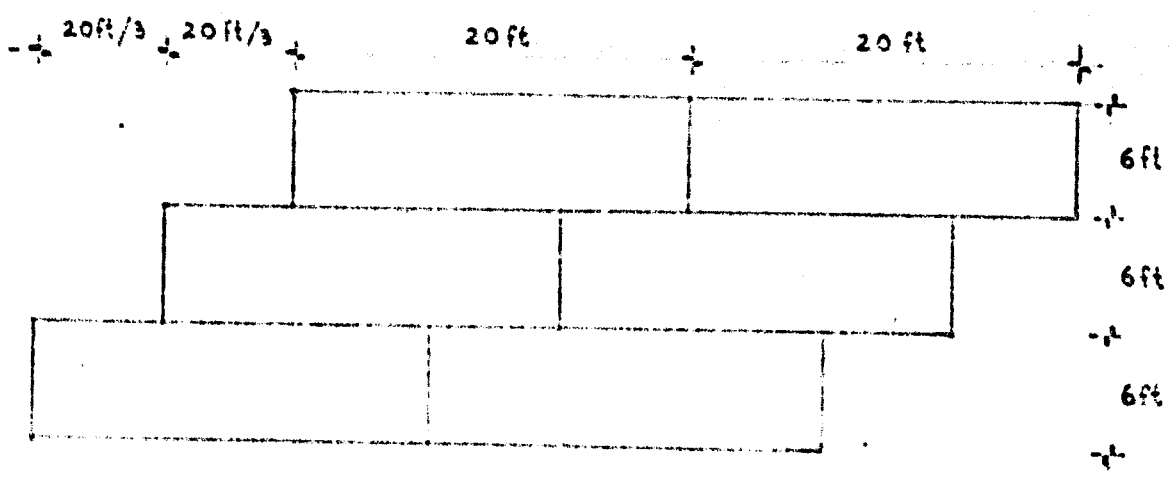
$$\text{cap.} = 17144 \text{ gal}$$

$$\text{cap. de trabajo} = 16668 \text{ gal}$$

La pared del recipiente estará formada por 3 anillos de 6' de ancho contruidos por 2 placas de 6' x 20' c/u.



$S = 20\text{ft}/3 = 6.666\text{ft}$



3) TANQUE TRIETIENGLICOL

$$ID = 10 \text{ ft}$$

$$H = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Perímetro} = \pi \times D = 3.14159 \times 10 \text{ ft} = 31.4159 \text{ ft}$$

Usando placas de 10 ft de largo se necesitan 3.14 plcas por anillo.

Usando 3 placas se tiene un perímetro de 30 ft por un diámetro:  $D = \frac{30 \text{ ft}}{3.14159} = 9.5493 \text{ ft}$

y conservando la misma altura (boquilla de sobrecapaci-  
dad a 7.5 ft), un volumen de:

$$V = 4018 \text{ gal}$$

Las dimensiones del tanque quedan como sigue:

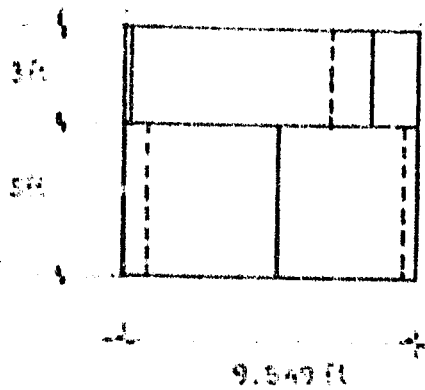
$$ID = 9.5493 \text{ ft}$$

$$H = 8. \text{ ft}$$

$$\text{cap.} = 4286 \text{ gal}$$

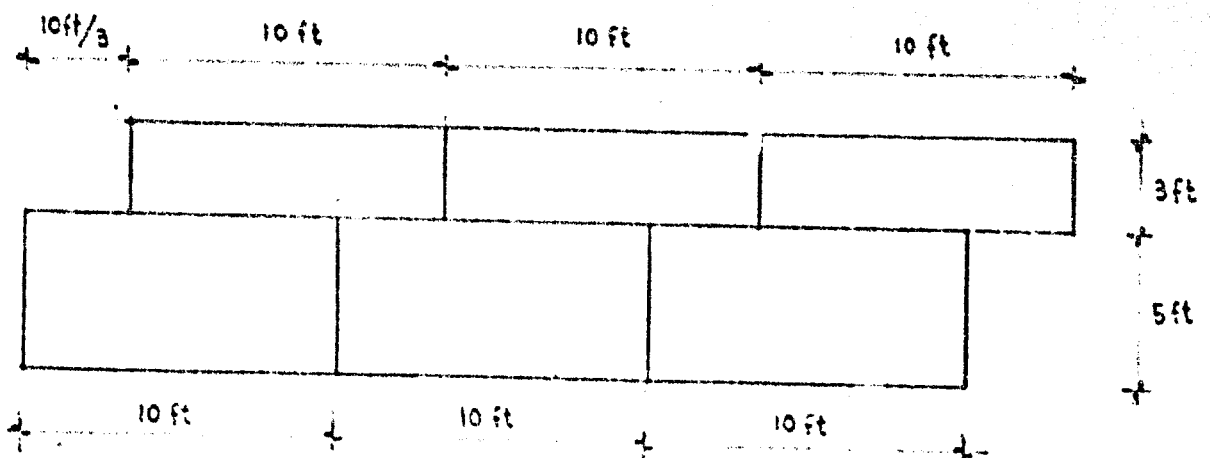
$$\text{cap. de trabajo} = 4018 \text{ gal.}$$

La pared de el recipiente estará formada por 2 anillos de 5 ft (inferior) y 3ft (superior) de ancho constituidos por: 3 placas de 5' x 10' para el anillo inferior y 3 plcas de 3' x 10 ' para el superior.



$$\theta_1 = \frac{360^\circ}{3} = 120^\circ$$

$$\theta_2 = \frac{120^\circ}{3} = 40^\circ$$



## CALCULO SILLETAS RECIPIENTES CILINDRICOS HORIZONTALES.

### 1) AMONIACO ANHIDRO

$$P_{\text{NH}_3} = 0.999 \text{ g/ml} = 8.34 \text{ lb/gal}$$

$$\text{ID} = 114 \text{ in} = 9.5 \text{ ft} ; \text{L.} = 26 \text{ ft} ; \text{Cap} = 15642 \text{ gal}$$

$$\text{Peso tanque vacio:} \quad 62560 \text{ lbs}$$

$$\text{Peso de L\u00edquido: } 15642 \text{ gal} \times 8.34 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} = \underline{130700 \text{ lbs}}$$

$$\text{Peso de Tanque en operaci\u00f3n:} \quad 193,260 \text{ lbs.}$$

### 2) MONOETANOLAMINA

$$P = 8.5 \text{ lb/gal}$$

$$\text{ID} = 108 \text{ in} = 9 \text{ ft} ; \text{L} = 20 \text{ ft} ; \text{Cap} = 11104 \text{ gal}$$

$$\text{Peso tanque vacio:} \quad 7960 \text{ lbs}$$

$$\text{Peso de l\u00edquido: } 11104 \text{ gal} \times 8.5 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} = \underline{94\,500 \text{ lbs}}$$

$$\text{Peso del tanque en operaci\u00f3n:} \quad 102,460 \text{ lbs}$$

### 3) DIETANOLAMINA

$$P = 9.16 \text{ lb/gal}$$

$$\text{ID} = 96 \text{ in} = 8 \text{ ft} ; \text{L} = 19 \text{ ft} ; \text{Cap.} = 8272 \text{ gal}$$

$$\text{Peso tanque vacio:} \quad 6619 \text{ lbs}$$

$$\text{Peso de l\u00edquido: } 8272 \text{ gal} \times 9.16 \frac{\text{lb}}{\text{gal}} = \underline{75\,600 \text{ lbs}}$$

$$\text{Peso del tanque en operaci\u00f3n:} \quad 82\,219 \text{ lbs}$$

A) Trietanolamina

P = 9.38 lb/gal

ID= 96 in = 8 ft ; L = 19ft ; Cap.= 8272 gal

Peso tanque vacío: 6619 lbs

Peso de líquido = 8272 gal x 9.38  $\frac{\text{lb}}{\text{gal}}$  = 77 500 lbs

Peso del tanque en operación: 84 119 lbs

TABLA DE DIMENSIONES DE SILLETAS REFERIDA A FIGURA.

Material: Acero ASTM A-285-C

ID	Peso <sup>†</sup> máximo operación	A	B	C	D <sup>++</sup>	E	G	H <sup>++</sup>	J
114"	350000 lbs	5'-4"	10"	8'-4"	3/4"	7'-1"	7"	5/8"	2'-1"
108"	275000 lbs	5'-1"	10"	7'-11"	3/4"	7'-0"	7"	5/8"	2'-0"
96"	200000 lbs	4'-7"	9"	7'-0"	3/4"	6'-2"	6"	5/8"	21"

ID Diametro Agujeros Agujeros Cordon<sup>†</sup> Peso lbs/  
Tanque anclas anclas Ranurados Soldadura Sillleta

114"	1"	1 1/4"	1 1/4"x2"	1/2"	755
108"	1"	1 1/4"	1 1/4" x2"	1/2"	700
96"	1"	1/14"	1 1/4" x2"	1/2"	600

+ Peso máximo de operación calculado para 2 silletas

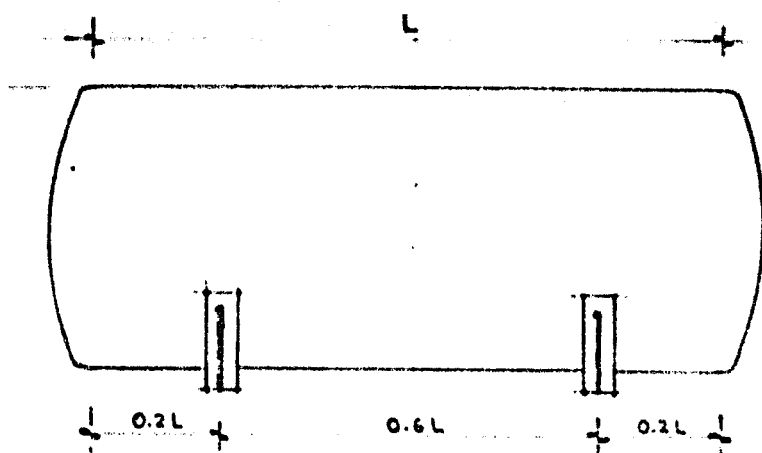
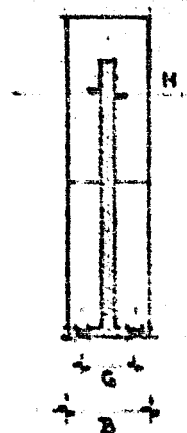
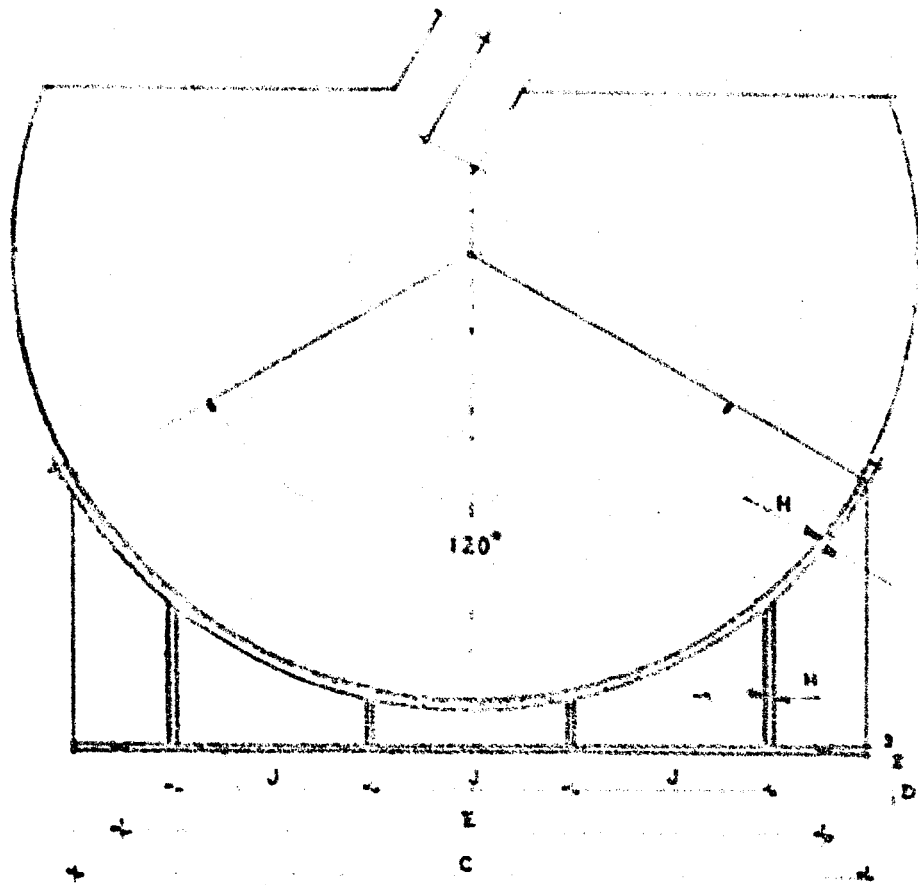
++ Factor de corrosión 1/16"

† Todas las soldaduras continuas

Datos: Fogle Standard - SADDLES W/C.A. - "FOGLE'S ENGI

NEER'S HANDBOOK" - Book No. 11 pg. 37





## Relevado de Esfuerzos y Radiografiado

Relevado de esfuerzos: (Parr. UW-10 ASME Secc-VIII)

El relevado de esfuerzos para los recipientes a presión que lo requieran se deberá hacer de la manera que se describe en el parrafo UW-40 de el código ASME Sección VIII.

Deberán ser relevados de esfuerzos los recipientes cuyo espesor de placas, incluyendo factor de corrosión, exceda los siguientes valores:

-- Para Acero ASTM A-212.- 1.00 pulgadas

-- Para Acero ASTM A-285.- 1.25 pulgadas

(Parr. UCS-56 ASME Sec-VIII)

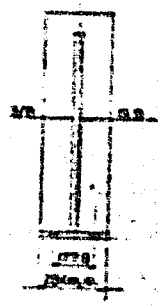
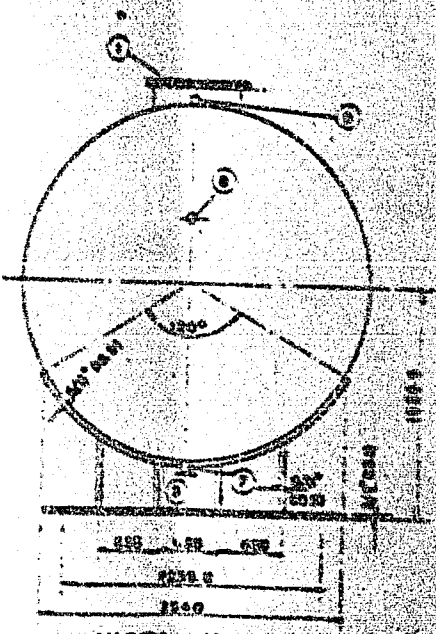
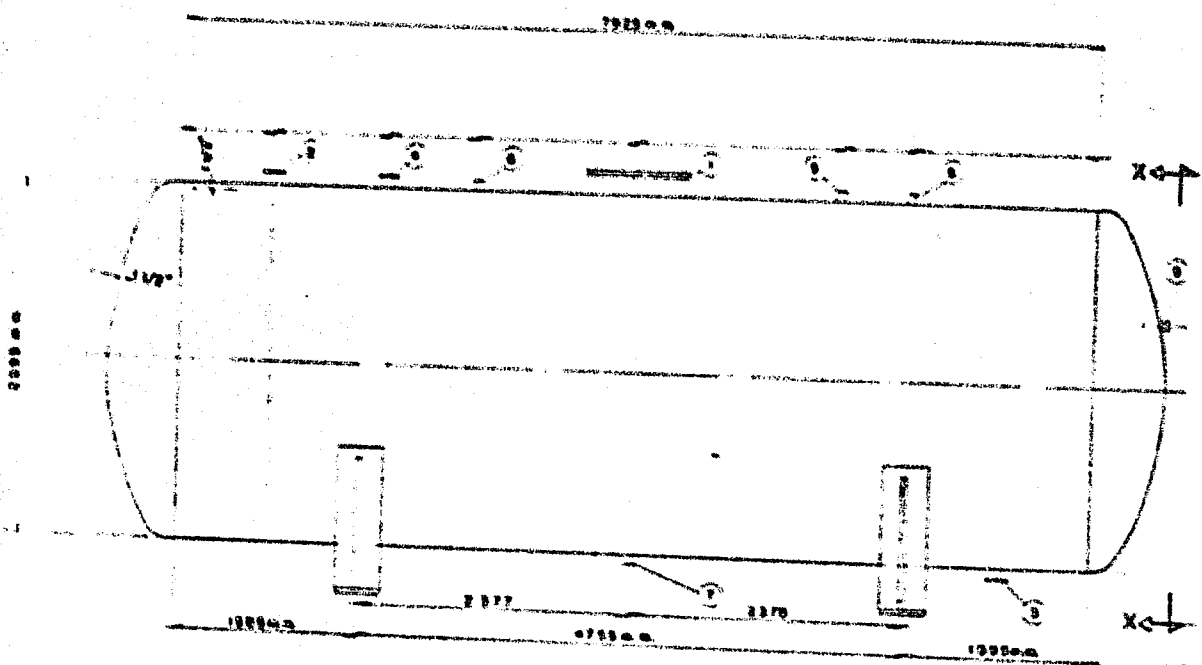
Radiografiado: (Parr. UW-11 ASME Sec-VIII)

a) Radiografiado total.- Las juntas de soldadura doble a tope, o su equivalente, deben ser examinadas radiograficamente en toda su longitud según el método descrito en el parrafo UW-51 de el código ASME Sección VIII, siempre que se presenten las siguientes condiciones:

1) En los recipientes que se usan para almacenar sustancias letales.

2) En los recipientes contruidos con Acero ASTM A-212-B, cuyos espesores de placas sean mayores de 1.00 pulgadas.

(Parr. UCS-57 ASME Sec. VIII.)



VISTA X-X

CLASE	FG-901
SECCION	AMONIACO ANHIDRO
CAPACIDAD	10000 LIT.
PESO TANTO LLENADO	8700 KG
PESO TANTO VACIO	2000 KG
NO. DE REGISTRO	1

**B O Q U I L L A S**

NÚMERO	DESCRIPCIÓN	NÚMERO	DIÁMETRO	CLASE	PROY.	ELEV.
1	ALICATA	1	20"		870	1000
2	BOCAL ALICATA	1	2"			1000
3	BOCAL ALICATA	1	2"			0
4	BOCAL ALICATA	1	1"			1000
5	BOCAL ALICATA	2				1000
6	BOCAL ALICATA	1				1000

**D A T O S D E D I S E Ñ O**

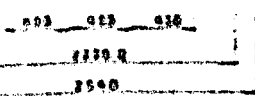
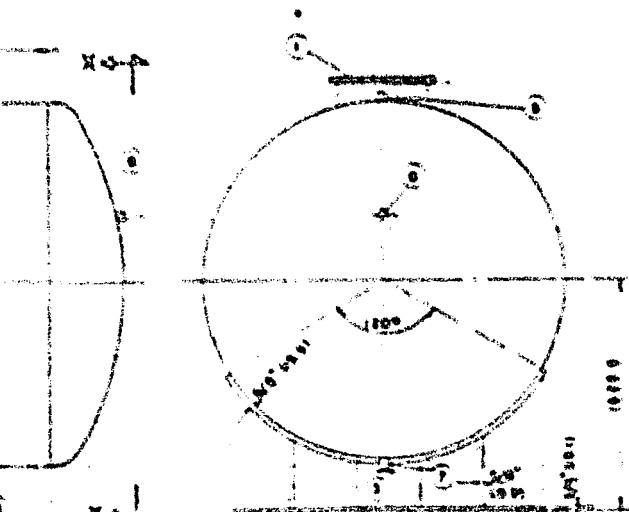
TEMPERATURA	60°C
PRESION	1000 KG
DIÁMETRO INTERNO	1000 KG
ESPESES DE LA CARCASA	1 1/2" S&W
ESPESES DE LOS FUNDOS	1 1/2" S&W
ESPESES DE LOS BORNOS	
ESPESES DE LOS TORNILLOS	1/2"
ESPESES DE LOS CILINDROS	1/2" S&W

**D I S E Ñ O P R U E B A O P E R A C I O N**

TEMPERATURA	PRESION	TEMPERATURA	PRESION	TEMPERATURA
60°C	1000 KG	60°C	1000 KG	60°C

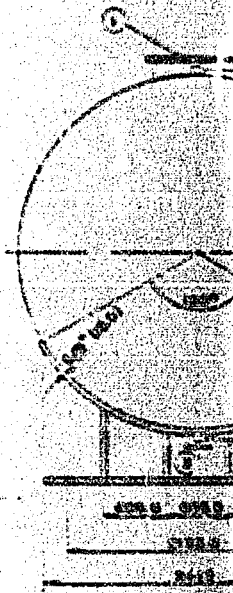
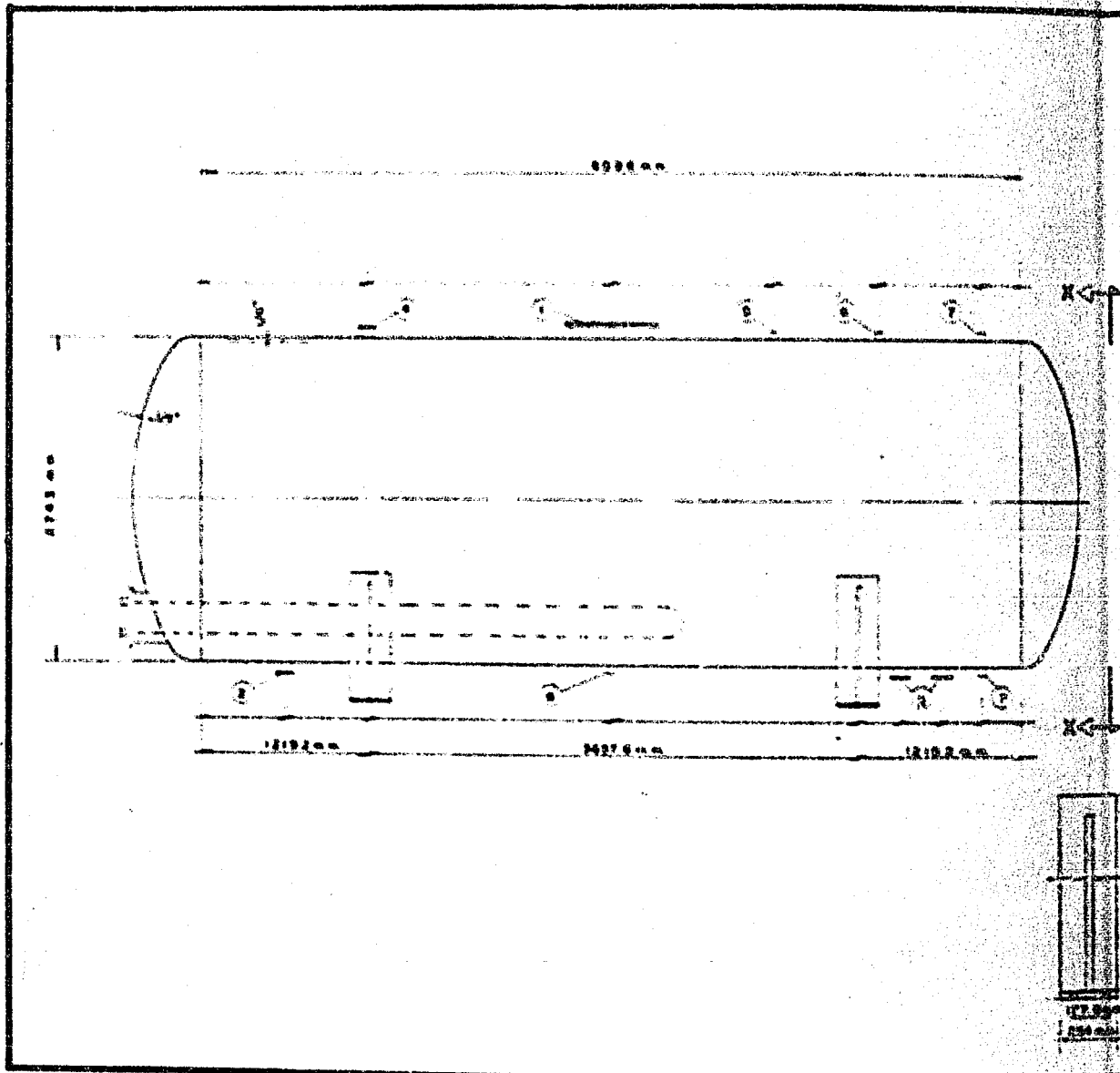
**NOTAS:**

COLE PARA CERRAR (BOQUILLA 7)  
INDICADOR DE NIVEL (BOQUILLA 6)



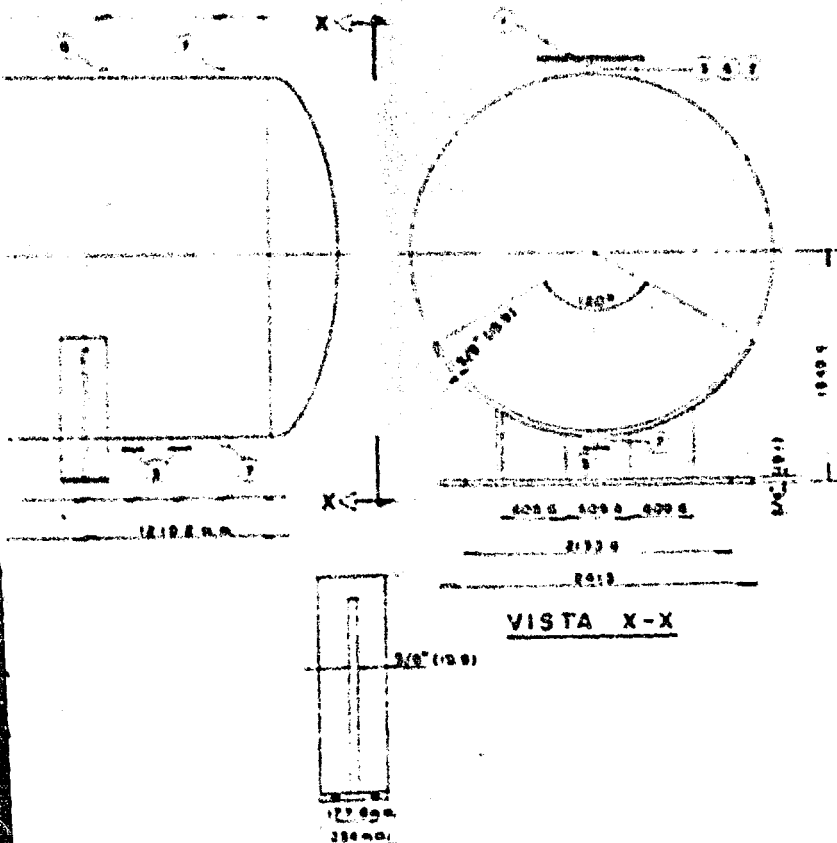
**VISTA X-X**

**FACULTAD DE QUIMICA**  
MEXICO, D.F.  
**TANQUE ALMACENAMIENTO**  
**A MONIACO ANHIDRO**  
RIQUELME GARCIA ENRIQUE DIB. TH-901



VISTA X





CLASE	FM-001-B y FM-002-B
CONTENIDO	MONOETANOLAMINA
CAPACIDAD	42000 Lit.
PESO TANTO EN ALIADO	40000 kg.
PESO TANTO EN AGUA	10000 kg.
NO. DE BOQUILLAS	8

**BOQUILLAS**

MARCA	SERVICIO	NO. REQ.	DIAMETRO	CLASE	PROY.	ELEV.
1	AGUAS	1	40"		EP	37'00"
2	RESERVA	1	1 1/2"			0
3	RESERVA	2	2"			0
4	VENTA	1	1"			37'00"
5	VENTA	1				37'00"

**DATOS DE DISEÑO**

NO. DISEÑO	A-1000
LONGITUD	10000 mm.
DIAMETRO INTERNO	3700 mm.
ESPESES BOQUILLAS	1/2" (12.7 mm)
ESPESES CARBES	1/2" (12.7 mm) MULTIPLICADO 2.1
TIPO DE FUNDICIÓN	1/2"
ESPESES DE CONSTRUCCIÓN	4375-A-100-B

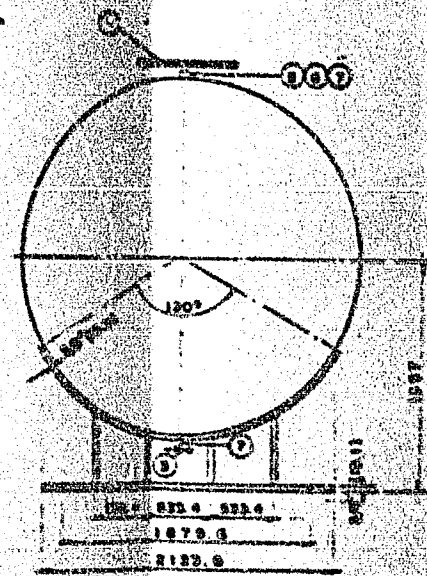
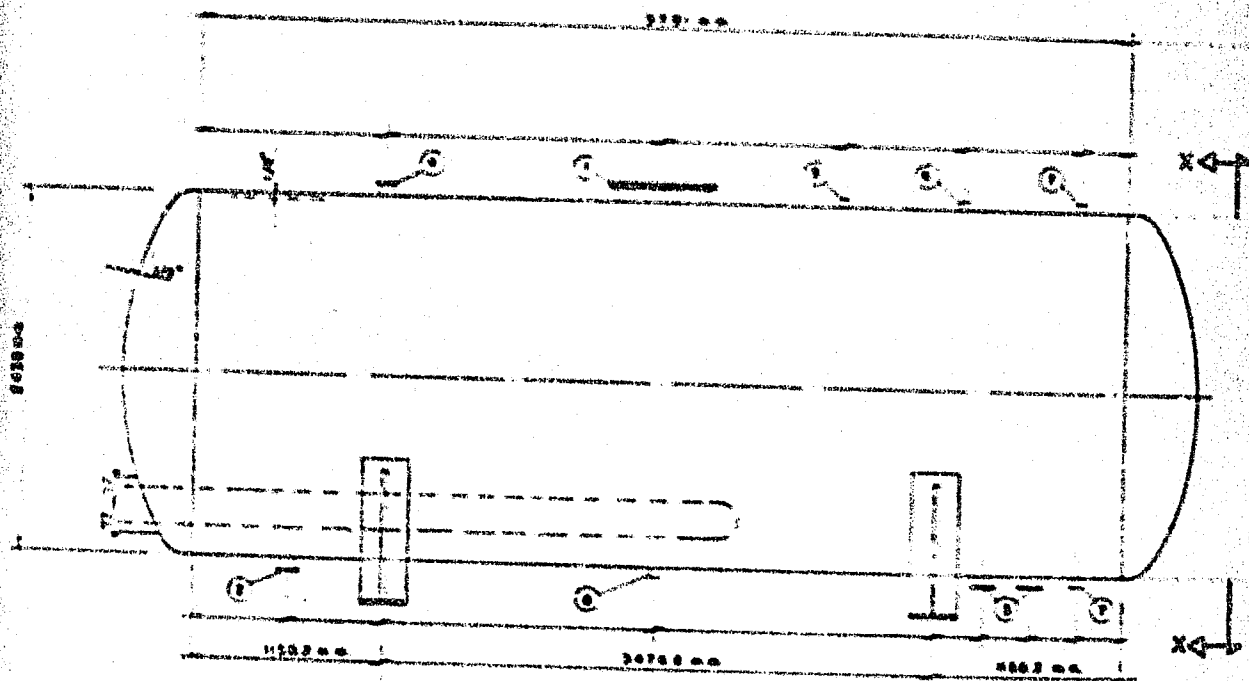
**DISEÑO PRUEBA OPERACION**

PRESSION	TEMPERATURA	PRESSION	TEMPERATURA	PRESSION	TEMPERATURA
10000 kg.	50°C	11750 kg.	100°C	13500 kg.	45°C

**NOTAS:**

INDICACION DE NIVEL DE VORIO. COPLES 3/4" (BOQUILLAS 7)  
 COPLES PARA DRENAJE 1" (BOQUILLA 8)

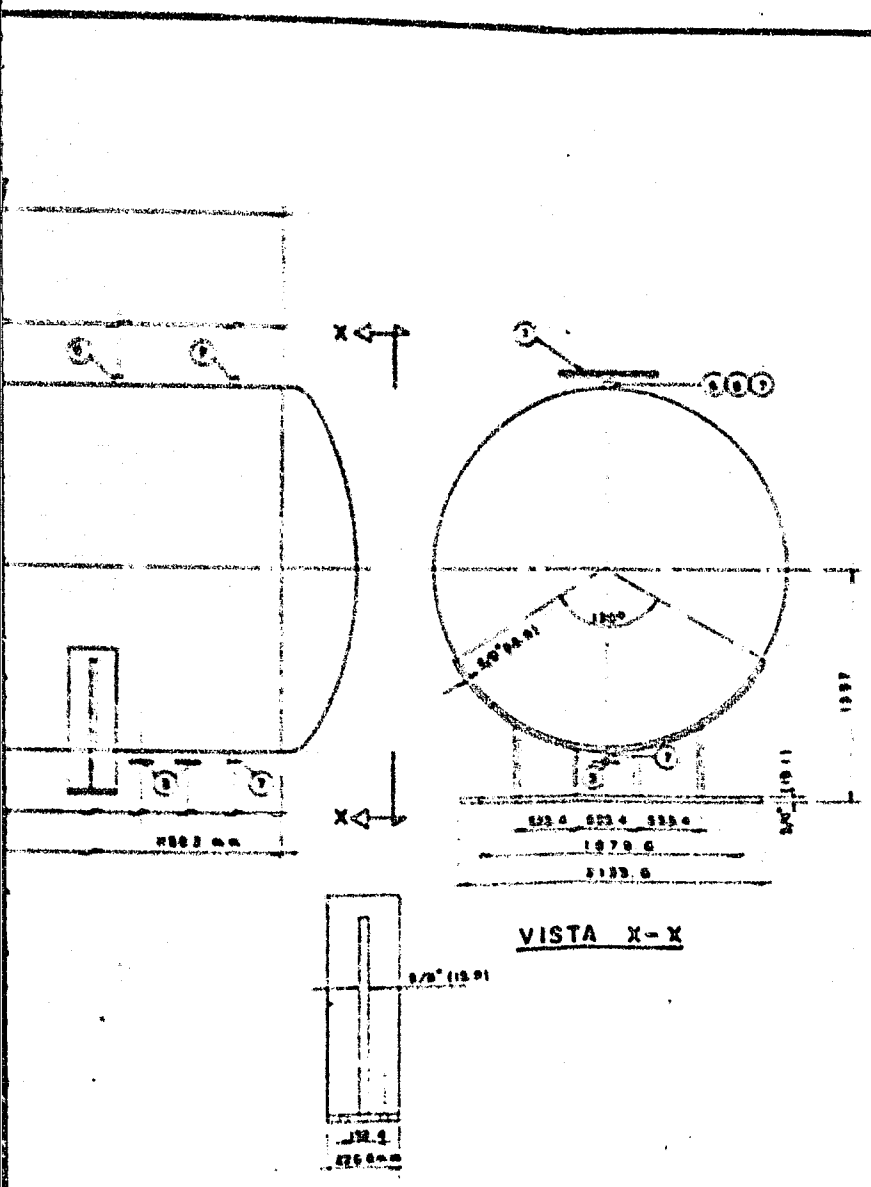
**FACULTAD DE QUIMICA**  
 MEXICO, D.F.  
**TANQUE ALMACENAMIENTO**  
**MONOETANOLAMINA**  
 RIQUELME GARCIA ENRIQUE DIBN°TH-902



120	120	120
120	120	120
120	120	120

VISTA X-X





CLASE	TR-900	TR-900
SECCION	RECTANGULAR	RECTANGULAR
APROXIMADO	3100 LTA	3100 LTA
RESISTENCIA ALGO	3100 kg	3000 kg
RESISTENCIA VACIO	3000 kg	3000 kg
OTROS DATOS		

**B O Q U I L L A S**

MARCA	SERVICIO	NUMERO	DIAMETRO	CLASE	PROY.	ELEV.
1	ACEROS	1	20"		275	2650
2	ACEROS	1	2"			0
3	ACEROS	2	4"			0
4	ACEROS	1	1"			2650
5	ACEROS	1				2650
6	ACEROS	1				2650

**DATOS DE DISEÑO**

ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME
ESPECIFICACION	ASME

DISEÑO		PRUEBA		OPERACION	
PRESION	TEMPERATURA	PRESION	TEMPERATURA	PRESION	TEMPERATURA
170 kg/cm <sup>2</sup>	30°C	170 kg/cm <sup>2</sup>	100°C	170 kg/cm <sup>2</sup>	45°C

**NOTAS:**  
 INDICADOR DE NIVEL DE VIDRIO COPLES 3/4" (BOQUILLAS 7)  
 COPLES PARA DRENAJE 1" (BOQUILLA 8)

**FACULTAD DE QUIMICA**  
 MEXICO, D.F.  
**TANQUES ALMACENAMIENTO**  
 DIETANOLAMINA Y TRIETANOLAMINA  
 RIQUELME GARCIA ENRIQUE DIB N° TH-903



## CALCULO SUPERFICIES DE CALENTAMIENTO TANQUES AMINAS.

### PUNTOS DE CONGELACION:

MEA 10.3°C

DEA 28.0°C

TEA 21.6°C

### Puntos de ebullición: (a 760 mm Hg)

MEA 170.4°C

DEA 268.4°C (se descompone)

TEA 335.4°C (se descompone)

---

Temperatura de almacenamiento recomendada: 50°C (122°F)

Temperatura ambiente usada para el cálculo:

0°C = 32°F

Vapor disponible: Vapor saturado a 1.5 kg/cm<sup>2</sup> g

(21.33 psig = 32.83 psia) T = 124.C (255°F)

El haz de tubos deberá estar colocado a 6" arriba del fondo del tanque.

Recipientes NO aislados.

TANQUES MEA

Dimensiones: ID=108 in=9 ft

(sin aislamiento) L= 20 ft

Cap.= 11104 gal.

---

Pérdidas por convección:

$$h_c = 0.3 \Delta t^{0.25}$$

Se desprecia la caída de temperatura a través de la pared de el -  
tanque.

Temp. líquido = 50°C = 122°F = temp. pared exterior

Temp. exterior = 0°C = 32°F (ambiente)

$$\Delta t = 122 - 32 = 90^\circ\text{F}$$

$$h_c = 0.3 \times 90^{0.25} = 0.924 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

Pérdidas por radiación:

$$h_r = \frac{0.173 E [(T_{iabs.}/100)^4 - (T_{sabs.}/100)^4]}{T_{iabs.} - T_{sabs.}}$$

Se considera una emisividad de 0.8 correspondiente a placas  
de acero un poco oxidadas.

Las pérdidas por radiación podrán ser menores pintando los -  
tanques con pintura de baja emisividad.

$$T_1 = 122 + 460 = 582^\circ R$$

$$T_2 = 32 + 460 = 492^\circ R$$

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 (5.82^4 - 4.92^4)}{582 - 492} = 0.863 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ R}$$

Pérdidas combinadas:

$$h_c + h_r = 0.924 + 0.863 = 1.787 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ R$$

Area total del tanque:

$$A = 820 \text{ ft}^2$$

---

Pérdida total de calor:

$$Q = (h_c + h_r) A \Delta t = 1.787 \times 820 \times 90 = 131,880$$

$$Q = 131,880 \text{ Btu/h}$$

---

Area de transmisión de calor (calentamiento)

Temperatura vapor:  $255^\circ F$

Se usan tubos de acero inoxidable (ASA B36.19-1957)

de  $\frac{1}{2}$ " cd 5S:

$$d_o = 0.840 \text{ in}$$

$$d_i = 0.710 \text{ in} = 0.0592 \text{ ft}$$

$$a_f = 0.396 \text{ in}^2 = 0.00275 \text{ ft}^2$$

$$\frac{\Delta t}{d_o} = \frac{255 - 122}{0.840} = 158.333$$

$$t_f = \frac{255 + 122}{2} = 188.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_o = 116 \left[ \left( \frac{k_f^3 \rho_f^2 c_f \text{ or } \beta}{\mu_f} \right) \left( \frac{\Delta t}{d_o} \right) \right]^{0.25}$$

Propiedades MEA ( a 188.5 °F)

$$k_f = 0.153 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

$$\rho_f = 8.03 \text{ lb/gal} = 60.06 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_f = 0.685 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\beta = 0.00058 \text{ } ^\circ\text{F}^{-1} \text{ (coef. expansión termica)}$$

$$\mu_f = 2.25 \text{ cp} = 5.445 \text{ lb/ft-h}$$

$$h_o = 116 \left[ \left( \frac{0.153^3 \times 60.06^2 \times 0.685 \times 0.00058}{2.25} \right) (158.33) \right]^{0.25}$$

$$h_o = 89.900 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$h_{i0} = 1500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{1500 \times 89.900}{1500 + 89.900} = 94.816 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Factor de incrustación:  $0.02 \text{ (hr)(ft}^2\text{) (}^\circ\text{F)/Btu}$ .  
(recomendado:  $0.0016$  para convección forzada)

$$U_d = \frac{U_c \times 1/P_d}{U_c + 1/E_d}$$

$$U_d = \frac{84.816 \times 1/0.02}{84.816 + 1/0.02} = 31.456 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

---

Superficie total:

$$A_s = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

$$A_s = \frac{131880}{31.456 \times 133} = 31.522 \text{ ft}^2$$

---

Número de tubos:

Area de tubo por pie de longitud:

$$A = \pi \times D_o \times L = \pi \times \frac{0.840}{12} \text{ ft} \times 1 \text{ ft} = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Longitud de los tubos: 9 ft

$$\text{Area}/\text{tubo} = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 9 \text{ ft} = 1.979 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$\text{Número de tubos, } N_t = \frac{31.522}{1.979} = 15.9 = 16 \text{ tubos.}$$

T A N Q U E D E A.

Dimensiones: ID: 96 in = 8ft  
(sin aislamiento) L : 19 ft  
cap: 8272 gal.

---

Método de cálculo y condiciones idénticas al anterior.

---

Pérdidas por convección:

$$h_c = 0.3 \Delta t^{0.25}$$

temp. liquido = 50°C = 122 °F

$$\Delta t = 90^\circ F$$

temp. exterior = 0.°C = 32 °F

$$h_c = 0.3 \times 90^{0.25} = 0.924 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ F$$

Pérdidas por radiación:

$$h_r = \frac{0.173 \epsilon [(T_1 \text{ abs}/100)^4 - (T_2 \text{ abs}/100)^4]}{T_1 \text{ abs} - T_2 \text{ abs.}}$$

T<sub>1</sub> = 582 °R; T<sub>2</sub> = 492 °R

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 (5.82^4 - 4.92^4)}{582 - 492} = 0.863 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ F$$

Pérdidas Combinadas:

$$h_c + h_r = 0.924 + 0.863 = 1.787 \text{ Btu/h ft}^2\text{°F}$$

Area total del tanque:

$$A = 680 \text{ ft}^2$$

---

Pérdida total de calor:

$$Q = (h_c + h_r) A \Delta t = 1.787 \times 680 \times 90 = 109,300 \text{ Btu/hr}$$

$$Q = 109,300 \text{ Btu/hr}$$

---

Area de transmisión de calor (calentamiento)

Temperatura vapor: 255 °F

Se usan tubos de acero inoxidable

(ASA B 36.19-1957) de  $\frac{1}{2}$ " diámetro nominal cd 5 S:

$$d_o = 0.840 \text{ in}$$

$$d_i = 0.710 \text{ in} = 0.0592 \text{ ft}$$

$$a_f = 0.396 \text{ in}^2 = 0.00275 \text{ ft}^2$$

$$\frac{\Delta t}{d_o} = \frac{255 - 122}{0.840} = 158.33$$

$$t_f = \frac{255 + 122}{2} = 188.5 \text{ } ^\circ\text{F} = 87 \text{ } ^\circ\text{C}$$

---

$$h_c = 116 \left[ \left( \frac{k_f \rho_f^2 c_f \beta}{\mu_f} \right) \left( \frac{\Delta t}{d_o} \right) \right]^{0.25}$$

Propiedades DEA (a 188.5 °F)

$$k_f = 0.15 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

$$\rho_f = 8.75 \text{ lb/gal} = 65.2 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_f = 0.61 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\beta = 0.00032 \text{ } ^\circ\text{F}^{-1}$$

$$\mu_f = 20 \text{ cp} = 48.4 \text{ lb/h - ft}$$

$$h_c = 116 \left[ \left( \frac{0.15^3 \times 65.2^2 \times 0.61 \times 0.00032}{20} \right) (158.33) \right]^{0.25}$$

$$h_c = 45 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---



$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$h_{i0} = 1500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{1500 \times 45}{1500 + 45} = 43.7 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---

Factor de incrustación:  $0.02 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d}$$

$$U_d = \frac{43.7 \times 1/0.02}{43.7 + 1/0.02} = 23.4 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---

Superficie total:

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

$$A = \frac{109300}{23.4 \times 133} = 35.1 \text{ ft}^2$$

---

Número de tubos:

$$A_t = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad ; \quad L = 9 \text{ ft} \quad ; \quad \text{Area}/\text{tubo} = 1.979 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$N_t = \frac{35.1}{1.979} = 17.8 = 18 \text{ tubos}$$

T A N Q U E TEA.

Dimensiones ID= 96 in = 8 ft

(sin aislamiento) L= 19 ft

Cap = 8272 gal.

---

Método de cálculo y condiciones idénticos al anterior.

---

Pérdidas por convección:

$$h_c = 0.3 \Delta t^{0.25}$$

temp. liquido = 50°C = 122 °F

temp. exterior = 0.°C = 32°F

$$\Delta t = 90 \text{ °F}$$

$$h_c = 0.924 \text{ Btu}$$

Pérdidas por Radiación

$$h_r = \frac{0.173 \epsilon [(T_1 \text{ abs}/100)^4 - (T_2 \text{ abs}/100)^4]}{T_1 \text{ abs.} - T_2 \text{ abs.}}$$

$$T_1 = 582 \text{ °R}$$

$$T_2 = 492 \text{ °R}$$

$$\epsilon = 0.8$$

$$h_r = 0.863 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ °F}$$

Pérdidas combinadas:

$$h_c + h_r = 1.787 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ °F}$$

Area total de tanque.-

$$A = 680 \text{ ft}^2$$

---

Pérdida total de calor al exterior:

$$Q = 109,300 \text{ Btu/hr}$$

---

Area de transmisión de calor (calentamiento)

Temperatura vapor: 255 °F

Se usan tubos de acero inoxidable

(ASA B 36.19-1957) de  $\frac{1}{2}$ " diámetro nominal cd 5 S:

$$d_o = 0.840 \text{ in}$$

$$d_i = 0.710 \text{ in} = 0.0592 \text{ ft}$$

$$a_f = 0.396 \text{ in}^2 = 0.00275 \text{ ft}^2$$

---

$$\frac{\Delta t}{d_o} = 158.33$$

$$t_f = 188.5 \text{ °F} = 87^\circ\text{C}$$

---

$$h_c = 116 \left[ \left( \frac{k_f^3 \rho_f^2 c_f \beta}{\mu_f} \right) \left( \frac{\Delta t}{d_o} \right) \right]^{0.25}$$

Propiedades TEA a 188.5 °F

$$k_f = 0.16 \text{ Btu/hr } ^\circ\text{F ft}^2 / \text{ft}$$

$$\rho_f = 9.03 \text{ lb/gal} = 67.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_f = 0.63 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\beta = 0.00026 \text{ } ^\circ\text{F.}^{-1}$$

$$\mu_f = 20 \text{ cp} = 48.4 \text{ lb/h - ft}$$

$$h_c = 116 \left[ \frac{(0.16^3 \times 67.5^2 \times 0.63 \times 0.00026)}{20} (158.33) \right]^{0.25}$$

$$h_c = 458 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_c}{h_{i0} + h_c}$$

$$h_{i0} = 1500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{1500 \times 45.8}{1500 + 45.8} = 44.4 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---

Factor de incrustación: 0.02 hr ft<sup>2</sup> °F/Btu

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d}$$

$$U_d = \frac{44.4 \times 1/0.02}{44.4 + 1/0.02} = 23.5 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Superficie total:

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

$$A = \frac{103,300}{23.5 \times 133} = 35 \text{ ft}^2$$

Número de tubos:

$$A_t = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 9 \text{ ft}$$

$$\text{Area}/\text{tubo} = 1.979 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$N_t = \frac{35}{1.979} = 17.7 = 18 \text{ tubos.}$$

---

Cálculo de superficies de calentamiento para recipientes -  
aislados:

Aislamiento:

Colchonetas armadas de fibra de vidrio. Fabricante: Vitro,  
fibras

RW- 4600

Tipo 1

Temperatura máxima 538°C

Temperatura operación 50°C

Conductividad térmica:

$k = 0.200 \text{ Btu/in ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/in}$

Espesor recomendado para aislamiento de equipo:

1" hasta 93°C de temperatura del -  
recipiente.

---

Condiciones de operación:

Exterior = 0°C = 32°F

$R = 0.200$

Tambien = 50°C = 122 °F

MCHO ETANOL ANINA.

Suponiendo  $T_w = 40^\circ\text{F}$

Pérdidas por convección al exterior:

$$h_c = 0.3 \Delta t^{0.25}$$

$$\Delta t = t_w - t_{ext.} = 40 - 32 = 8^\circ\text{F}$$

$$h_c = 0.3 \times 8^{0.25} = 0.504$$

---

Pérdidas por radiación al exterior:

$$h_r = \frac{0.173 \epsilon \left[ (T_1/100)^4 - (T_2/100)^4 \right]}{T_1 - T_2}$$

$$T_1 = 40 + 460 = 500 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 32 + 460 = 492 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 (5.0^4 - 4.92^4)}{500 - 492} = 0.640$$

---

$$h_c + h_r = 0.504 + 0.640 = 1.144$$

---

$$\text{Area recipiente} = 820 \text{ ft}^2$$

$$Q = (h_c + h_r) A \Delta t = 1.144 \times 820 \times 8 = 7510$$

$$Q = 7510 \text{ Btu/hr}$$

Se calcula el valor de  $t_w$  suponiendo que el calor que se pierde por convección y radiación al exterior es el mismo que se transmite a través del aislamiento:

$$Q = \frac{k A}{L} \Delta t$$

$$\Delta t = t_{\text{ext}} - t_w = 122 - t_w$$

$$Q = \frac{0.200 \times 820 \text{ ft}^2}{1 \text{ in}} (122 - t_w) = 7510 \text{ Btu/hr}$$

$$122 - t_w = \frac{7510}{164} = 45.9$$

$$t_w = 76.1^\circ\text{F}$$

no checa



Suponiendo  $t_w = 50^\circ\text{F}$

$$h_c = 0.3 \times \Delta t^{0.25}$$

$$\Delta t = 50 - 32 = 18^\circ\text{F}$$

$$h_c = 0.3 \times 18^{0.25} = 0.618$$

---

$$T_1 = 50 + 460 = 510^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 32 + 460 = 492^\circ\text{R}$$

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 (5.1^4 - 4.92^4)}{18} = 0.691$$

---

$$h_c + h_r = 0.618 + 0.691 = 1.309$$

---

$$Q = 1.309 \times 820 \times 18 = 19340 \text{ Btu/hr}$$

Checar  $t_w$ :

$$\Delta t = 122 - t_w$$

$$Q = \frac{0.200 \times 820}{1} (122 - t_w) = 19340$$

$$122 - t_w = \frac{19340}{164} = 118$$

$$t_w = 4^\circ\text{F}$$

No checa

Suponiendo  $t_w = 44.5$  °F

$$h_c = 0.3 \times \Delta t^{0.25}$$

$$\Delta t = 44.5 - 32 = 12.5 \text{ °F}$$

$$h_c = 0.3 \times 12.5^{0.25} = 0.563$$

---

$$T_1 = 44.5 + 460 = 504.5 \text{ °R}$$

$$T_2 = 32 + 460 = 492 \text{ °R}$$

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 (5.045^4 - 4.92^4)}{12.5} = 0.688$$

$$h_c + h_r = 0.563 + 0.688 = 1.251$$

---

$$Q = 1.251 \times 820 \times 12.5 = 12810 \text{ Btu/hr}$$

---

Checar  $t_w$ :

$$\Delta t = 122 - t_w$$

$$Q = \frac{0.200 \times 820}{1} (122 - t_w) = 12810$$

$$122 - t_w = \frac{12810}{164} = 78.1$$

$$T_w = 43.9$$

si checa.

Area de calentamientos:

$$Q = 12810 \text{ Btu/hr}$$

$$U_d = 31.456 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 255 - 122 = 133 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

$$A = \frac{12810}{31.456 \times 133} = 3.06 \text{ ft}^2$$

---

Número de tubos:

$$A_t = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 9 \text{ ft}$$

$$\text{Area/tubo} = 1.979 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$N_t = \frac{3.06}{1.979} = 1.55 \approx 2 \text{ tubos.}$$

DIETANOLAMINA.

Suponiendo  $t_w = 44.5$  °F

$$h_c = 0.3 \times \Delta t^{0.25}$$

$$\Delta t = 44.5 - 32 = 12.5 \text{ °F}$$

$$h_c = 0.3 \times 12.5^{0.25} = 0.563$$

---

$$T_1 = 44.5 + 460 = 504.5 \text{ °R}$$

$$T_2 = 32 + 460 = 492 \text{ °R}$$

$$h_r = \frac{0.173 \times 0.8 (5.045^4 - 4.92^4)}{12.5} = 0.688$$

$$h_c + h_r = 0.563 + 0.688 = 1.251$$

---

$$Q = 1.251 \times 680 \times 12.5 = 10620 \text{ Btu/hr}$$

---

Checar  $t_w$ :

$$\Delta t = 122 - t_w$$

$$Q = \frac{0.200 \times 680}{1} (122 - t_w) = 10620$$

$$122 - t_w = \frac{10620}{136} = 78.2$$

$$t_w = 43.8$$

si checa

Area de calentamiento:

$$Q = 10620 \text{ Btu/hr}$$

$$U_d = 23.4 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 133 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

$$A = \frac{10\ 620}{23.4 \times 133} = 3.43 \text{ ft}^2$$

---

Número de tubos :

$$A_t = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 9 \text{ ft}$$

$$\text{Area/tubo} = 1.979 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$N_t = \frac{3.43}{1.979} = 1.74 = 2 \text{ tubos}$$

TRIETANOLAMINA.

$$t_w = 44.5^\circ\text{F}$$

$$h_c = 0.563$$

$$h_r = 0.688$$

$$Q = 10620 \text{ Btu/hr}$$

Area de calentamientos:

$$U_d = 23.5 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta t = 133 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta t}$$

$$A = \frac{10620}{23.5 \times 133} = 3.41 \text{ ft}^2$$

---

Número de tubos:

$$A_t = 0.2199 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$L = 9 \text{ ft}$$

$$\text{Area/tubo} = 1.979 \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

$$N_t = \frac{3.41}{1.979} = 1.73 = 2 \text{ tubos}$$

## SISTEMA REFRIGERACION OXIDO DE ETILENO

1.- Ganancia de calor del exterior, por el recipiente aislado:

Aislamiento.-

Aislamiento Rigido Vitrofibras para baja temperatura:

RF - 7600

Espesor recomendado:

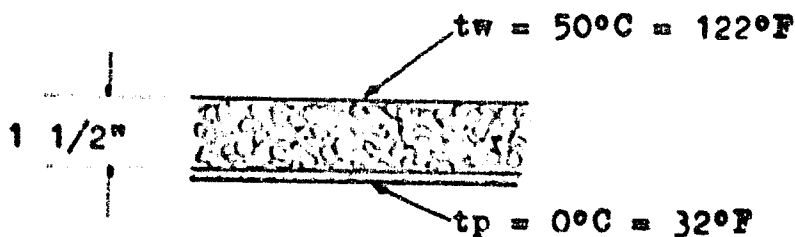
1 1/2"

Propiedades:

a 10°C  $K = 0.21 \text{ Btu in/h ft}^2 \text{ °F}$

$\rho = 6.00 \text{ lb/ft}^3 = 96.00 \text{ kg/m}^3$

La superficie exterior del recipiente estará cubierta por una capa de pintura blanca sobre el aislamiento lo que permite considerar una temperatura en la pared externa de aproximadamente 50°C por efectos solares en condiciones críticas.



En base a lo anterior, la ganancia de calor por el recipiente es como sigue:

$$Q = \frac{K A}{L} \Delta T$$

$$\Delta T = T_w - T_p$$

$$\Delta T = 122 - 32 = 90^\circ\text{F}$$

Area del recipiente:

$$A = \pi \times D^2$$

$$D = 37 \text{ ft}$$

$$A = \pi \times 37^2 = 4300 \text{ ft}^2$$

Se considera que solo el 80% de el area estará expuesta a los efectos de el sol.

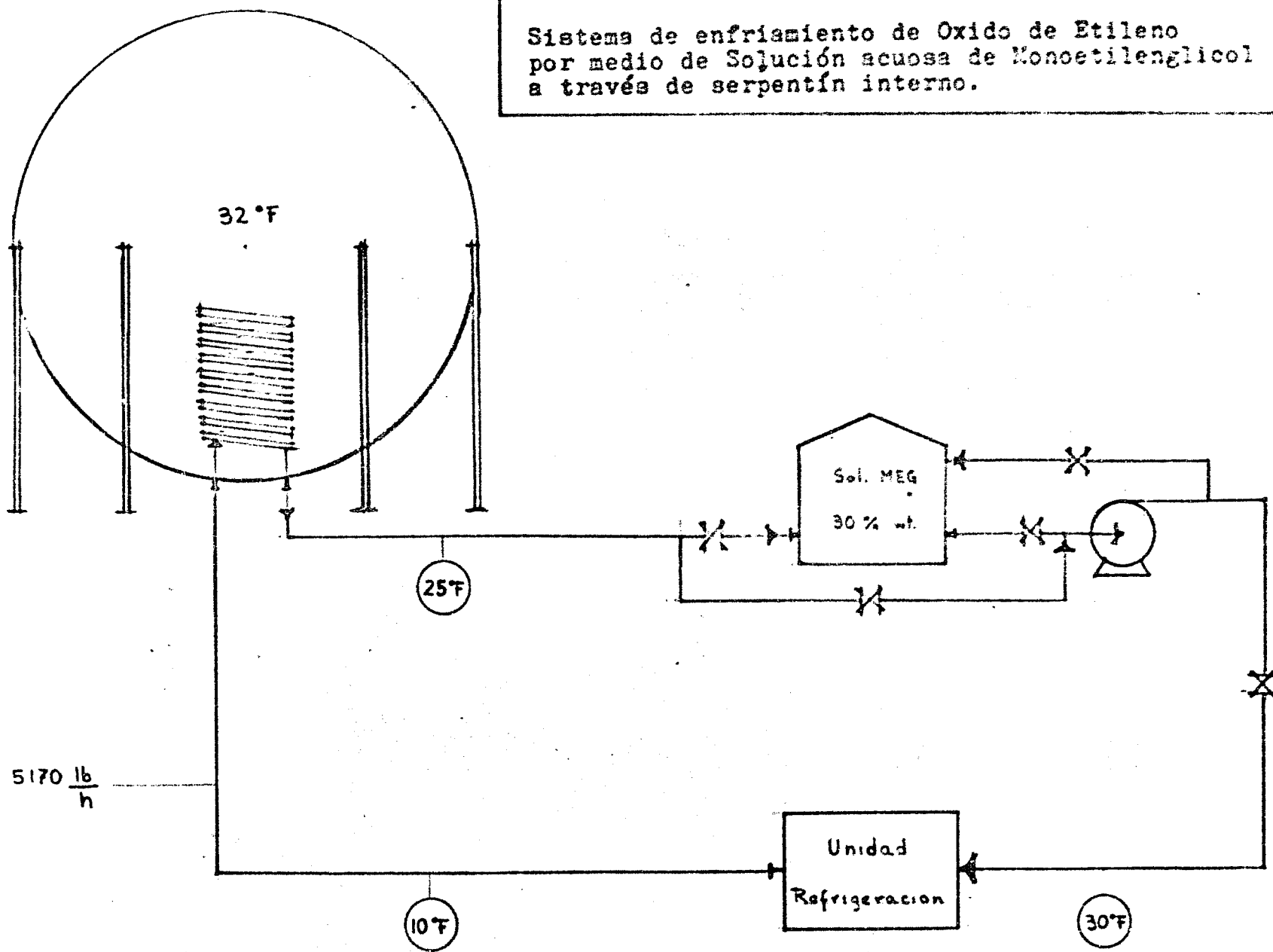
$$A_{\text{exp}} = 4300 \times 0.8 = 3450 \text{ ft}^2$$

$$Q = \frac{0.21 \text{ Btu in/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \times 3450 \text{ ft}^2}{1.5 \text{ in}} (90^\circ\text{F})$$

$$\underline{\underline{Q = 43500 \text{ Btu/h}}}$$



Sistema de enfriamiento de Oxido de Etileno por medio de Solución acuosa de Monoetilenglicol a través de serpentín interno.



$$Q_{\text{ext}} = 45000 \text{ Btu/h}$$

Se calcula con un factor de 50% para enfriamiento de nuevo OE.

$$Q = 45000 \times 1.5 = 67500 \text{ Btu/h}$$

Cantidad de MEG 30% wt :

Se calentará de 10°F a 25°F ;.  $At = 15^\circ\text{F}$

$$Q = m C_p At$$

$$C_p = 0.87 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \text{ a } T_{\text{av}} = \frac{10 + 25}{2} = 17.5^\circ\text{F}$$

$$m = \frac{Q}{C_p At} = \frac{67500}{0.87 \times 15} = 5170 \text{ lb/h}_r$$

- - - - -

REFRIGERACION:

Enfriamiento de la solución de MEG en la unidad de refrigeración de 30°F a 10°F

$$At = 20^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{av}} = 20^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.87 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$Q = m c_p At = 5170 \times 0.87 \times 20 =$$

$$Q = 90,000 \text{ Btu/h}$$

Ref: 7.5 Tons.

## CALCULO AREA ENFRIAMIENTO

Fluido Caliente: Oxido de Etileno

$$T = 32^{\circ}\text{F cte.}$$

Fuera de los Tubos

Fluido Frio : Sol. acuosa MEG 30% wt

$$T_1 = 10^{\circ}\text{F} ; T_2 = 25^{\circ}\text{F} ; \Delta T = 15^{\circ}\text{F}$$

Dentro de los Tubos

a) Balance Calor:

$$Q = 67500 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{MEG} \quad Q = 5170 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 0.87 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^{\circ}\text{F}} \times (25-10)^{\circ}\text{F} = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

b)  $\Delta t$ :

	OE		MEG	
$T_1$	$32^{\circ}\text{F}$	-	$t_1$	$10^{\circ}\text{F} = 22 \quad (\Delta t_2)$
$T_2$	$32^{\circ}\text{F}$	-	$t_2$	$25^{\circ}\text{F} = \frac{7 \quad (\Delta t_1)}{15 \quad (\Delta t_2 - \Delta t_1)}$

$$\text{LMTD} = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1)}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{15}{2.3 \log \frac{22}{7}} = 13.1 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

$$\text{LMTD} = 13.1 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

No. corrección, por fluido isotérmico.

Cálculo coeficiente interno  $h_i$

Fluido dentro de los tubos:

Solución acuosa de Monoetilenglicol al 30%  
en peso.

$$T_1 = 10^\circ\text{F} \quad ; \quad T_2 = 25^\circ\text{F}$$

El cálculo de las propiedades se hará en base a la temperatura media.

$$T_{av} = \frac{10 + 25}{2} = 17.5^\circ\text{F}$$

Satisfactoria en este caso, dada la inexactitud de el método para calcular el coeficiente externo  $h_o$  para convección natural.

Propiedades Sol. MEG 30% wt            a    17.5 °F

$$C_p = 0.87 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.135 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$\mu = 2.62 \text{ cp} \times 2.42 = 6.34 \text{ lb/ft h}$$

$$\text{Sp gr} = 1.044$$

$$\rho = 65 \text{ lb/ft}^3$$

Los tubos estarán en serie.

Se usará una velocidad dentro de los tubos de - -  
aproximadamente 8 ft/seg

$$W = 5170 \text{ lb/h} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ seg}} = 1.435 \frac{\text{lb}}{\text{seg}}$$

$$Q = 1.435 \frac{\text{lb}}{\text{seg}} \times \frac{\text{ft}^3}{65 \text{ lb}} = 0.0221 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{0.0221 \text{ ft}^3/\text{seg}}{8 \text{ ft/seg}} = 0.00276 \text{ ft}^2$$

Area de flujo correspondiente a tubería de - -  
diámetro:

$$\frac{3}{4}'' \xrightarrow{\text{CD 80}} A = 0.00300 \text{ ft}^2$$

Entonces el fluido tendrá una velocidad igual a:

$$V = \frac{0.0221}{0.003} = 7.35 \text{ ft/seg}$$

-----

Se usarán tubos en serie, con las siguientes dimensiones:

Tubería Acero Comercial

3/4" diámetro nominal ; Cédula 80

$D_o = 1.050$  in

$D_i = 0.742$  in = 0.0618 ft

$a_i = 0.433$  in<sup>2</sup> = 0.0030 ft<sup>2</sup>

Sup. ext. por ft lineal = 0.275 ft<sup>2</sup>/ft

-----  
 $W = 5170$  lb/h

Area de flujo = 0.0030 ft<sup>2</sup> ( tubos en serie)

Masa velocidad :

$$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{5170 \text{ lb/h}}{0.0030 \text{ ft}^2} = 1,721,000 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$

Número de Reynolds:

$$\mu = 6.34 \text{ lb/ft-h}$$

$$D = 0.0618 \text{ ft}$$

$$Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0.0618 \text{ ft} \times 1721000 \text{ lb/h-ft}^2}{6.34 \text{ lb/ft-h}} =$$

$$Re_t = 16800$$

$$J H = 60$$

$$J h = \frac{h_i D}{k a} \left( \frac{C \mu}{k a} \right)^{-1/3}$$

$$h_i = j h \frac{k a}{D} \left( \frac{C \mu}{k a} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 60 \times \frac{0.135}{0.0618} \left( \frac{0.87 \times 6.34}{0.135} \right)^{1/3} =$$

$$= 131.5 (41)^{1/3} = 131.5 \times 3.45 = 454$$

$$h_i = 454 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

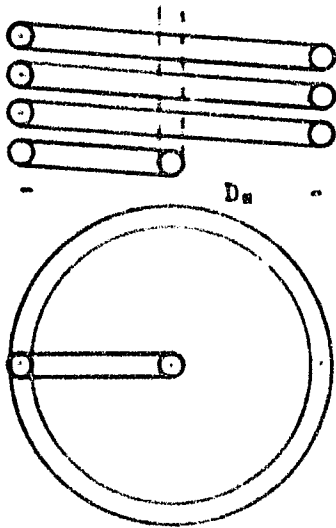
-----

Para coeficientes internos en serpentines, Mc Adams (Mc Adams, W.H., "Heat Transuission", 2d.,,pp. 177,184 Mc Graw Hill Book Co. 1942.) sugiere la siguiente -- corrección al valor obtenido de  $h_i$  (tubos rectos) :

$$H_{i \text{Serp}} = h_{i \text{tr}} \left[ 1 + 3.5 \left( D/D_H \right) \right]$$

$D$  = diámetro interno de tubo, ft

$D_H$  = diámetro del serpentín, ft



Consideramos  $D_H = 5 \text{ ft}$

$$D = 0.0618 \text{ ft}$$

$$D_H = 5 \text{ ft}$$

$$\frac{D}{D_H} = \frac{0.0618 \text{ ft}}{5 \text{ ft}} = 0.01234$$

$$h_{i_{\text{serp}}} = 454 \left[ 1 + 3.5 ( 0.01234 ) \right] = 475$$

$$h_i = 475 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$



Coefficiente interno referido al area externa:

h<sub>io</sub>

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 475 \times \frac{0.742 \text{ in}}{1.050 \text{ in}} = 336$$

$$\underline{h_{io} = 336 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Cálculo de coeficiente externo:

h<sub>o</sub>

Abe Devore - " Short - cut nomograms for Natural  
Convection Coefficients"

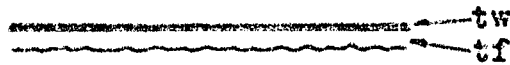
Hydrocarbon Processing + Petroleum-  
Refiner - Dec. '63, V 42 No 12

$$LMTD = 13^\circ\text{F}$$

T1	T2
32°F	32°F
T1	T2
10°F	→ 25°F

$$\Delta t_a = 32 - \left( \frac{10+25}{2} \right) = 14.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

17.5 °F



32 °F

Suponiendo una caída de temperatura de 5 °F  
a través de la película:

$$\Delta t_f = 5 \text{ °F}$$

$$t_w = 32 - 5 = 27 \text{ °F}$$

$$t_f = \frac{27 + 32}{2} = 29.5 \text{ °F}$$

$$z_f = 0.323 \text{ cp a } 29.5 \text{ °F}$$

$$\frac{\Delta e'}{e'_{32 \text{ °F}}}$$

$$\Delta e' = e'_{17.5} - e'_{32 \text{ °F}}$$

$$e'_{17.5 \text{ °F}} = 0.908$$

$$e'_{32 \text{ °F}} = 0.896$$

$$\Delta e' = 0.908 - 0.896 = 0.012$$

$$\Delta e' / e' = \frac{0.012}{0.896} = 0.0134$$

De figura 1 , (referencia) :

para.-  $z = 0.323$  cp

y  $\Delta e'/e' = 0.0134$

hc = 46

no corregido

Corrección por diámetro de tubo:

$D_o = 1.050$  in

De tabla 2, (referencia):

Factor: 0.931

Corrección por propiedades físicas:

Factor:  $9.6 (K^3 e'^2 c) \frac{1}{f}^{1/4}$

$e'_f = 0.898$

$C = 0.238 = \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}}$

$K = 0.051 \text{ Btu/h ft } ^\circ\text{F}$

$$K = 3.59 \times 10^{-3} c (\rho/M)^{1/3} \rho$$

$$K = \text{cal/seg cm } ^\circ\text{C}$$

$$c = \text{cal/gr } ^\circ\text{C}$$

$$\rho = \text{g/cm}^3$$

$$M = 44.05$$

$$K = 3.59 \times 10^{-3} \times 0.238 \left( \frac{0.898}{44.05} \right)^{1/3} \times 0.898 =$$

$$K = 2.11 \times 10^{-4} \text{ cal/seg cm } ^\circ\text{C}$$

$$K = 0.611 \frac{\text{Btu in}}{\text{h ft}^2 ^\circ\text{F}} \times \frac{1\text{ft}}{12\text{in}} = 0.051 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft } ^\circ\text{F}}$$

Factor:

$$9.6 (0.051)^{3/4} (0.898)^{1/2} (0.238)^{1/4} =$$

$$9.6 \times 0.107 \times 0.9475 \times 0.699 = 0.68$$

$$h_o = 46 \times 0.931 \times 0.68 = \underline{29.1}$$

Uo:

$$U_o = \frac{29.1 \times 336}{365.1} = 26.7 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Area requerida:

$$A = \frac{Q}{U \Delta t} = \frac{67500}{26.7 \times 13.1} = 193 \text{ ft}^2$$

Longitud serpentín:

$$L = 193 \text{ ft}^2 \times \frac{\text{ft}}{0.275 \text{ ft}^2} = 702 \text{ ft}$$

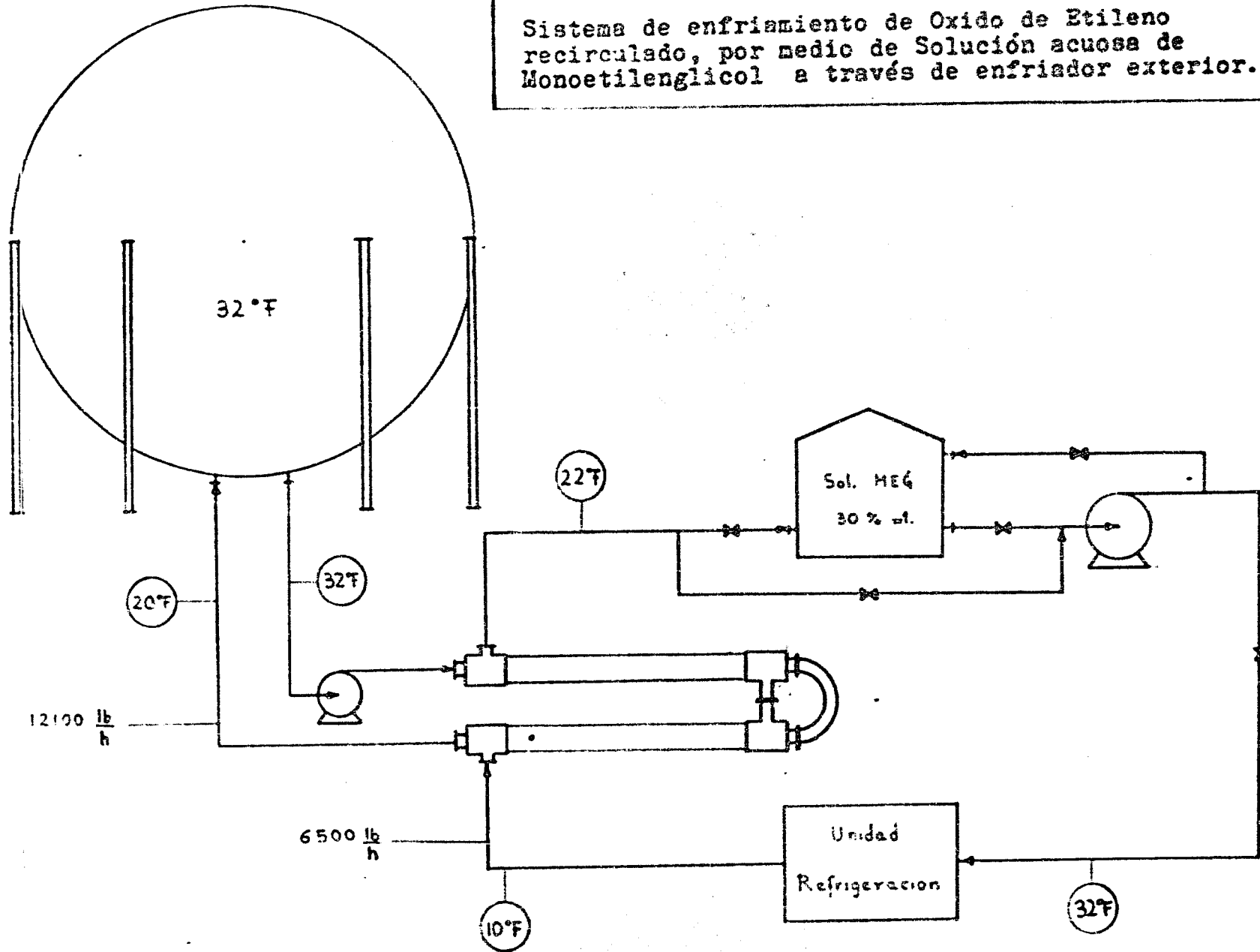
Número de vueltas del serpentín:

Cada vuelta requiere:

$$\pi \times D = \pi \times 5 \text{ ft} = 15.71 \text{ ft de tubería/vuelta}$$

$$\text{Número de vueltas} = 702 \text{ ft} \times \frac{\text{vuelta}}{15.71 \text{ ft}} = 45 \text{ vueltas}$$

Sistema de enfriamiento de Oxido de Etileno recirculado, por medio de Solución acuosa de Monoetilenglicol a través de enfriador exterior.



Enfriamiento de OE recirculado, por medio de solución de MEG en enfriador exterior.

Usar Sol. Acuosa MEG 30 % wt.

Condiciones entrada y salida:

OE	$T_1$ →	$T_2$	Tubo interno.
	32	20	
Sol MEG	$t_2$ ←	$t_1$	Anillo
	<u>22</u>	<u>10</u>	
	10	10	

$$L M T D = 10 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Balance de calor:

$$O E \quad T_{av} = \frac{32 + 20}{2} = 26 \text{ } ^\circ\text{F} = - 3.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.465 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = m \times 0.465 \times (32 - 20)$$

$$m = \frac{67500}{0.465 \times 12} = 12100 \text{ lb/h}$$

-----

$$\text{Sol. MEG} \quad T_{av} = \frac{22 + 10}{2} = 16 \text{ } ^\circ\text{F} = - 8.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.865 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$Q = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = m \times 0.865 \times (22 - 10)$$

$$m = \frac{67500}{0.865 \times 12} = 6500 \text{ lb/h}$$

ARREGLO ENFRIADOR:

Horquilla, doble tubo de 2" x 1 1/4 IPS CD 40 Acero

Dimensiones:

Tubo 2" CD 40 .-

$$d_o = 2.375 \text{ in}$$

$$d_i = 2.067 \text{ in} = 0.1722 \text{ ft}$$

$$a_f = 3.355 \text{ in}^2 = 0.0233 \text{ ft}^2$$

Tubo 1 1/4" CD 40.-

$$d_o = 1.66 \text{ in}$$

$$d_i = 1.38 \text{ in} = 0.1150 \text{ ft}$$

$$a_f = 1.495 \text{ in}^2 = 0.0104 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sup. ext. por ft lineal} = 0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

-----  
Cálculo Coeficiente Interno

Oxido de etileno dentro de tubo interno ( 1 1/4" )

Masa Velocidad:

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

$$G_t = \frac{12100 \text{ lb/h}}{0.0104 \text{ ft}^2} = 1,160,000 \frac{\text{lb}}{\text{h ft}^2}$$



Número de Reynolds:

$$\mu_{oe} \begin{matrix} 26^{\circ}\text{F} \\ (-3.3^{\circ}\text{C}) \end{matrix} = 0.3 \text{ cp} \times 2.42 = 0.727 \text{ lb/ft-h}$$

$$\text{Re}_t = \frac{D}{\mu} G_t = \frac{0.115 \times 1160000}{0.727} = 184000$$

$$\text{Re}_t = 184000$$

-----

JH :

$$\text{JH} = 420$$

-----

Propiedades físicas OE a  $26^{\circ}\text{F} = -3.3^{\circ}\text{C}$

$$C_p = 0.465 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$K = 39.5 \times 10^{-5} \text{ cal/cm-sec-}^{\circ}\text{C} \times \frac{242 \text{ Btu/hft}^2\text{ }^{\circ}\text{F/ft}}{1 \text{ cal/cm sec}^{\circ}\text{C}}$$

$$K = 0.0359 \text{ Btu/h ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F/ft}$$

$$\left(\frac{C_p \mu}{K}\right)^{1/3} = \left(\frac{0.465 \times 0.727}{0.0359}\right)^{1/3} = (9.4)^{1/3}$$

$$\left(\frac{C_p \mu}{K}\right)^{1/3} = 2.11$$

hi :

$$h_i = JH \frac{k}{D} \left( \frac{C \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 420 \times \frac{0.0352}{0.115} \times 2.11 = 277$$

$$\underline{\underline{h_i = 277 \text{ Btu / h ft}^2 \text{ oF}}}$$

hio :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 277 \times \frac{1.33}{1.66} = 232$$

$$\underline{\underline{h_{io} = 232 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ oF}}}$$

CALCULO COEFICIENTE EXTERNO.

Solución MEG 30% wt. por el anillo.

Area de flujo:

$$\begin{aligned} a_f &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 \\ &= \pi (0.1725^2 - 0.138^2) / 4 = 0.00826 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diámetro equivalente:

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \\ &= (0.1725^2 - 0.138^2) / 0.138 = 0.0762 \text{ ft} \end{aligned}$$

Masa velocidad :

$$G_a = \frac{W}{a_f} = \frac{6500 \text{ lb/h}}{0.00826 \text{ ft}^2} = 787,000 \text{ lb/h ft}^2$$

Propiedades físicas: MEG a  $16^{\circ}\text{F} = -8.9^{\circ}\text{C}$

$$C_p = 0.865 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 6 \text{ cp} \times 2.42 = 14.6 \text{ lb/ft} \cdot \text{hr}$$

$$K = 113 \times 10^{-5} \text{ cal/cm seg} \cdot ^{\circ}\text{C} \times 242 = 0.275 \text{ Btu/h ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F/ft}$$

Número de Reynolds:

$$Re_g = \frac{D_e G_a}{\mu} = \frac{0.0762 \times 787000}{14.6} = 4110$$

$$Re_g = 4110$$

-----

JH :

$$JH = 16$$

-----

$$Pr: \left(\frac{C_p \mu}{K}\right)^{1/3} = \left(\frac{0.865 \times 14.6}{0.275}\right)^{1/3} = (45.9)^{1/3} = 3.56$$

ho:

$$ho = JH \frac{K}{D_e} \left(\frac{C_p \mu}{K}\right)^{1/3}$$

$$ho = \frac{16 \times 0.275 \times 3.56}{0.0762} = 205$$

$$\underline{h_o = 205 \text{ Btu} / \text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Uc:

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{232 \times 205}{232 + 205} =$$

$$\underline{U_c = 108.5 \text{ Btu} / \text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

U<sub>D</sub> :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

$$R_d = 0.002$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{108.5} + 0.002$$

$$\underline{U_D = 90 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

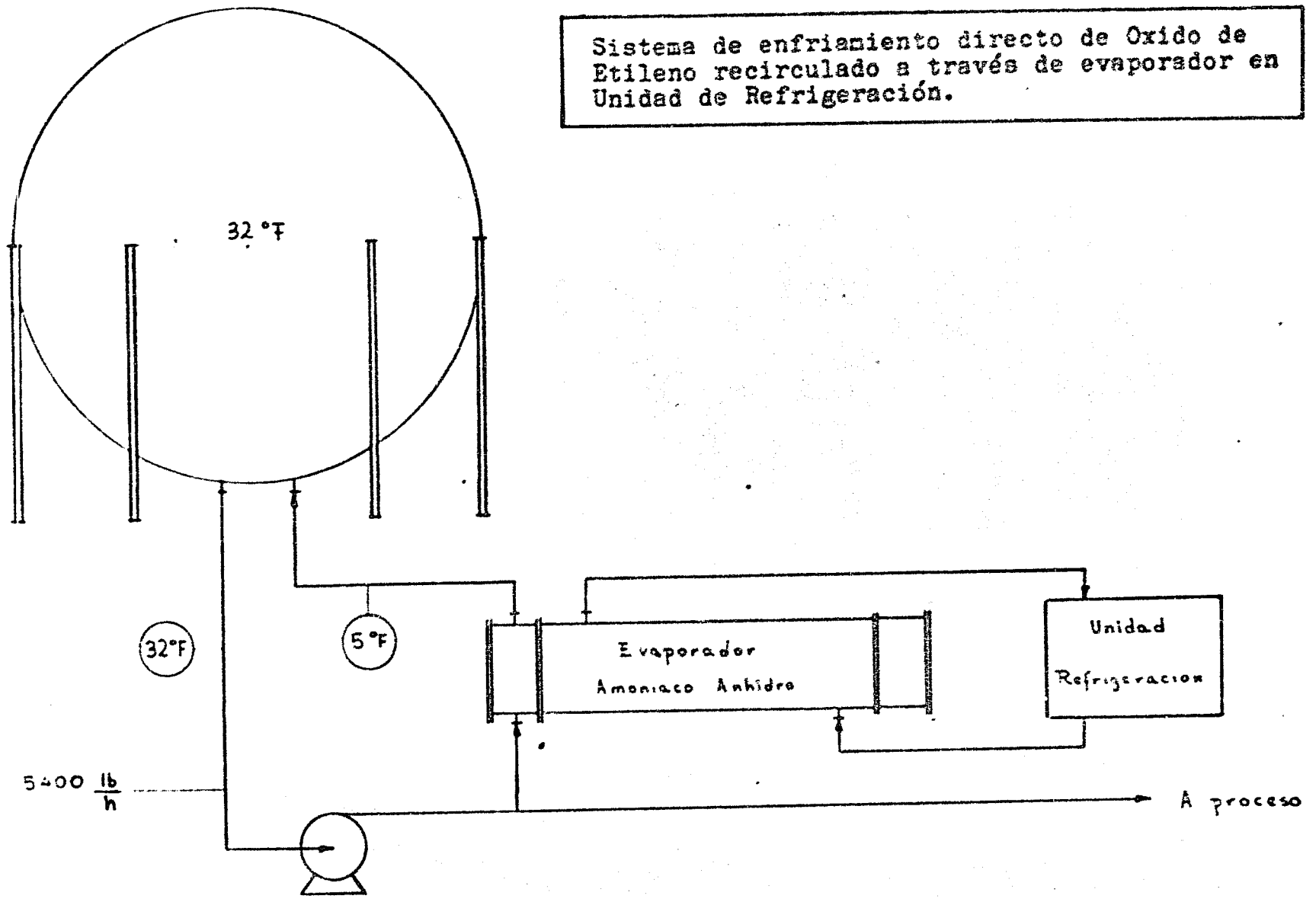
A :

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = \frac{67500}{90 \times 10} = 75 \text{ ft}^2$$

L :

$$\text{Long} = \frac{75}{0.435} = 172 \text{ ft lineales.}$$

Sistema de enfriamiento directo de Oxido de Etileno recirculado a través de evaporador en Unidad de Refrigeración.



Enfriamiento Directo de Oxido de Etileno Recirculado  
a través de Evaporador en Unidad de Refrigeración. -

$$\text{Consumo OE : } 1835 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 4050 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$e_{\text{OE}}^{\text{M}^{\circ}\text{F}} = 0.89 \frac{\text{g}}{\text{ml}} \times 62.43 = 55.5 \text{ lb/ft}^3$$

$$Q = 4050 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{ft}^3}{55.5 \text{ lb}} = 73 \frac{\text{ft}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} \times \frac{7.48 \text{ gal}}{1 \text{ ft}^3} =$$

$$Q = 9.1 \text{ GPM}$$

Recirculación OE :

$$\text{Con } 5000 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$Q = 67500 \text{ Btu/h}$$

$$Q = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 5000 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \overline{C_p} \times (T_1 - T_2)$$

$$T_1 = 32^{\circ} \text{ F}$$

$$T_2 = \text{hasta } 0^{\circ} \text{ F}$$

$$\overline{C_p} = 0.46 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$T_1 - T_2 = \frac{67500}{5000 \times 0.46} = 29.4^{\circ} \text{ F} \approx 30^{\circ} \text{ F}$$

$$T_2 = T_1 - 30 = 32 - 30 = 2^{\circ} \text{ F}$$

DISEÑO EVAPORADOR DE AMONIACO ANHIDRO:

Balance de calor:

Dentro de tubos.- Oxido de etileno

$$Q = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 4560 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 0.463 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (32-0)^\circ\text{F}$$

$$M_{oc} = 4560 \frac{\text{lb}}{\text{h}} ; \text{cálculo con } 5000 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$C_p = 0.463 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 32^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 0^\circ\text{F}$$

Fuera de los tubos.- Amoniaco Anhidro

Temperatura evaporación: - 5° F

Presión: 26.92 psia = 15.42 psig

Considerando una caída de presión aproximada de 10 psi a través de la tubería, desde el evaporador al compresor, se tiene una presión de succión para el mismo de 5.42 psig; lo cual coloca a la operación en un punto crítico dado el peligro de fugas de aire al interior de el sistema refrigerante.

Para mayor seguridad la temperatura de evaporación del Amoniaco se toma a:

0 ° F



y la temperatura de salida de el Oxido de Etileno será entonces de 5° F

---

Balances de calor: Dentro de los tubos: OE

$$\begin{aligned}T_1 &= 32^\circ\text{F} = 0^\circ\text{C} & T_{\text{EV}} &= \frac{32 + 5}{2} = 18.5^\circ\text{F} = -7.5^\circ\text{C} \\T_2 &= 5^\circ\text{F} = -15^\circ\text{C} \\ \overline{C_p} &= 0.463 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ m &= 5400 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$Q = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 5400 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 0.463 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \times (32 - 5) ^\circ\text{F}$$

---

Fuera de los tubos: Amoniaco Anhidro

Temperatura evaporación: 0 °F

Presión: 30.42 psia = 18.92 psig

( presión atmosférica = 11.5 psia)

Calor latente de vaporización a 0°F

$$\lambda_{\text{NH}_3} = 568.9 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

$$m = \frac{Q}{\lambda_v} = \frac{67500 \text{ Btu/h}}{568.9 \text{ Btu/lb}} = 119 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$Q = 67500 \frac{\text{Btu}}{\text{h}} = 119 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times 568.9 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

Cálculo de el Area. ( Metodo de Gilmour )

L M T D :

$$\begin{array}{rcc} \text{O E} & T_1 \longrightarrow T_2 & \\ & 32^\circ\text{F} & 5^\circ\text{F} \\ \\ \text{NH}_3 & t_2 \longleftarrow t_1 & \\ & \frac{0^\circ\text{F}}{32} & \frac{0^\circ\text{F}}{5} \end{array}$$

L M T D : 14.5

Bases de diseño:

- 1) Suponer una U total.  
igual a 100 Btu/h ft<sup>2</sup> °F
- 2) Oxido de etileno dentro de los tubos.
- 3) Amoniaco Anhidro fuera de los tubos.
- 4) Considerar propiedades del Oxido de Etileno  
a T<sub>av</sub> = 13.5 °F pues la variación es mínima.
- 5) Considerar para el Oxido de Etileno una ve-  
locidad mínima de 6 ft/ seg.
- 6) Usar tubos de acero al carbón 16 BWG.
- 7) La altura de el haz de tubos no debe exceder  
el 60 % de el diámetro de la envolvente.

$$N_{O_2} = 5400 \frac{\text{lb}}{\text{h}}$$

$$e_{O_2}^{18.5^\circ F} = 0.9 \text{ g/t.l} \times 62.43 = 56.1 \text{ lb/ft}^3$$

$$G_{O_2} = 5400 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{\text{ft}^3}{56.1 \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ seg}} = 0.0266 \frac{\text{ft}^3}{\text{seg}}$$

Area de Flujo total requerida para que:

$$V = 6 \text{ ft/seg}$$

$$A_{ft} = \frac{0.0266 \text{ ft}^3 / \text{seg}}{6 \text{ ft/seg}} = 0.00444 \text{ ft}^2$$

Unidad Supuesta:

Suponiendo  $U = 100 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$A = \frac{Q}{U \Delta t} = \frac{67500 \text{ Btu/h}}{100 \frac{\text{Btu}}{\text{h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times 14.5^\circ\text{F}} = 46.5 \text{ ft}^2$$

---

Usando tubos  $3/4"$  OD x 16 BWG x 10 ft de largo

Características:

$$d_o = 0.750 \text{ in}$$

$$d_i = 0.620 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$a_f = 0.302 \text{ in}^2 = 0.00209 \text{ ft}^2$$

$$\text{Sup. ext./ft lineal} = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

---

Número requerido de tubos:

$$N_t = \frac{46.5 \text{ ft}^2}{0.1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \times 10 \text{ ft}} = 23.6 \text{ Tubos}$$

Arreglo: 24 tubos 3/4" OD 15/16" pitch triangular.

4 pasos en los tubos.

Diámetro de la envolvente:

ID = 8 in + espacio vaporización.

---

Cálculo coeficiente interno  $h_i$ .

Area de flujo:

$$A_f = 0.302 \text{ in}^2 = 0.00209 \text{ ft}^2$$

$$A_{ft} = \frac{N_t \cdot A_f}{n} = \frac{24 \times 0.00209 \text{ ft}^2}{4} = 0.0126 \text{ ft}^2$$

Masa Velocidad;

$$G_t = \frac{W}{A_{ft}} = \frac{5400 \text{ lb/h}}{0.0126 \text{ ft}^2} = 430,000 \text{ lb/h ft}^2$$

---

Propiedades físicas Oxido de Etileno a 18.5°F =  
- 7.5°C

$$C_p = 0.463 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.34 \text{ cp} \times 2.42 = 0.823 \text{ lb/ft-h}$$

$$k = 40.5 \times 10^{-5} \text{ cal/cm - seg - } ^\circ\text{C} \times 242 = 0.098 \text{ Btu/hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}$$

Número de Reynolds:

$$Re = \frac{DG_t}{\mu} = \frac{0.0517 \times 430000}{0.823} = 27,000$$

$$\underline{Re = 27\ 000}$$

JH

$$\underline{JH = 90}$$

hi

$$hi = Jh \frac{k}{D} \left( \frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$hi = 90 \times \frac{0.098}{0.0517} \times \left( \frac{0.453 \times 0.823}{0.098} \right)^{1/3} = 268$$

$$\underline{hi = 268 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

hio

$$hio = hi \times \frac{ID}{OD} = 268 \times \frac{0.62}{0.75} = 222$$

$$\underline{hio = 222 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Cálculo coeficiente externo ho para vaporización de  
NH<sub>3</sub> anhidro.

Metodo de Gilmour:

Correlaciones obtenidas de:

Chen, Ning Hsing, "Condensing and Boiling Coefi  
cients", Chen. Eng. Vol. 66, No. 5, 1959

-----

Propiedades físicas NH<sub>3</sub> a 0°F y 30.42 psia

$$\mu_1 = 0.2 \text{ cp}$$

$$Cp_1 = 1.080 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0.20 \text{ Btu/in ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$\rho_v = 0.1097 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_l = 41.34 \text{ lb/ft}^3$$

$$\sigma_1 = 35 \frac{\text{dinas}}{\text{cm}}$$

$$P = 30.42 \text{ psia}$$

---

Primer factor por propiedades físicas:  $\phi_1$

$$\phi_1 = 0.7$$

Segundo factor por propiedades físicas:  $\phi_2$

$$\phi_2 = 3$$

$$\phi_x = \phi_1 \phi_2 = 0.7 \times 3 = 2.1$$

Area Tubos:

$$A = 24 \times 0.1963 \times 10 = 47.2 \text{ ft}^2$$

Gasto  $\text{NH}_3$

$$W' = 119 \frac{\text{lb}}{\text{h}} \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ seg}} = 0.033 \frac{\text{lb}}{\text{seg}}$$

$$\frac{W'}{A} = \frac{0.033}{47.2} = 0.000698 \text{ lb/seg ft}^2$$

ho no corregido:

$$h_o = 300 \text{ Btu/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Factor de corrección por diámetro de tubos:

$$F_{D'} = 0.945$$

Factor de corrección por presión:

$$F_{p'} = 1.8$$



ho corregido:

$$h_o = 300 \times 0.945 \times 1.8 = 510$$

$$h_o = 510 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

---

Uc

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{222 \times 510}{732} = 155$$

$$U_c = 155 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Factor incrustación:

$$R_d = 0.002$$

Ud

$$U_d = \frac{U_c \times 1/R_d}{U_c + 1/R_d} = \frac{155 \times 1/0.002}{155 + 1/0.002} = 118$$

$$\underline{U_d = 118 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Area requerida:

$$A = \frac{Q}{U \Delta t} = \frac{67500}{118 \times 14.5} = 39.5 \text{ ft}^2$$

$$A_r = 39.5 \text{ ft}^2$$

Area disponible:

$$A_d = 47 \text{ ft}^2$$

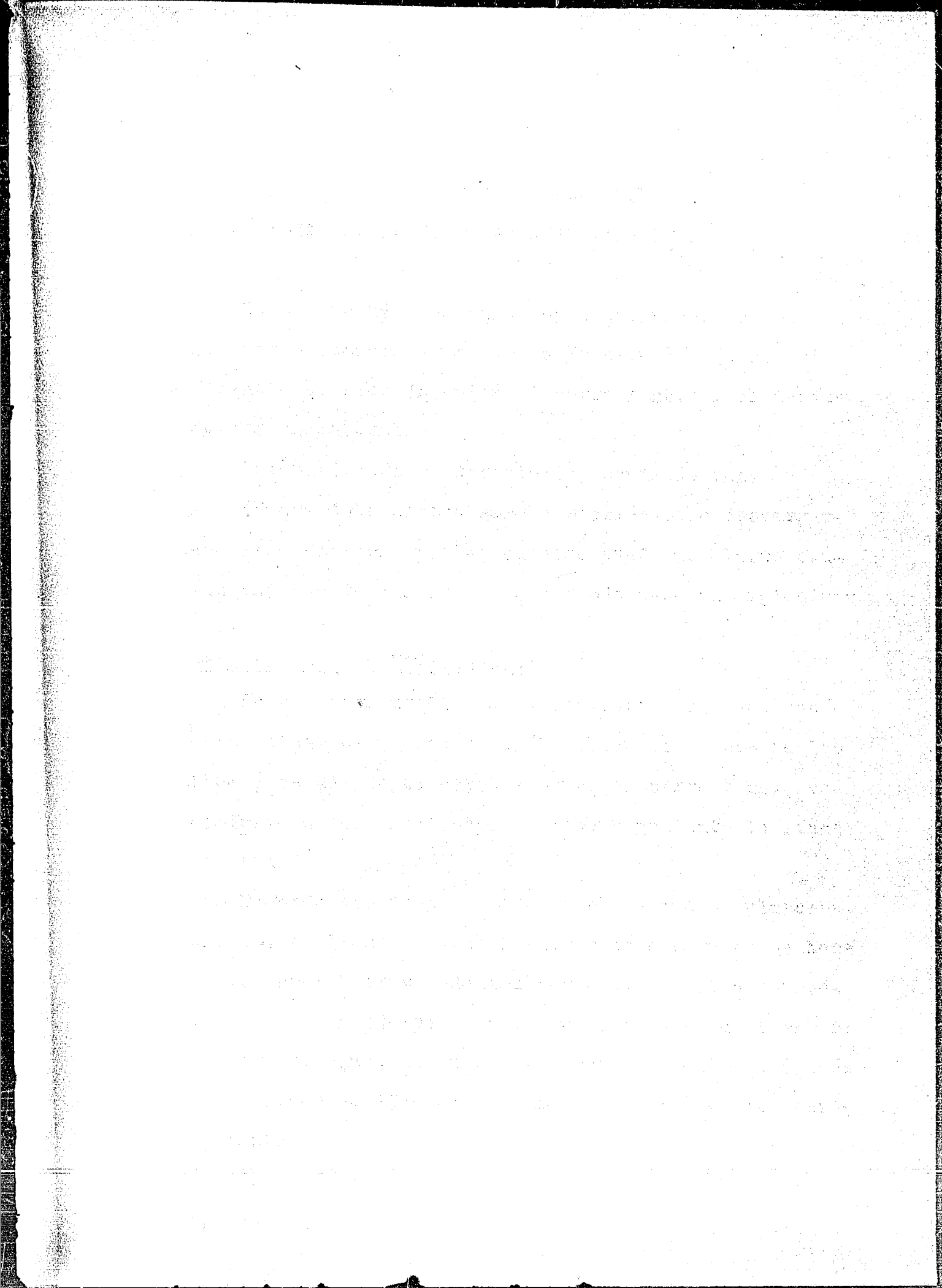
Area en exceso %

$$\% = \frac{47 - 40}{40} \times 100 = 17.5 \%$$

---

Diámetro envolvente:

$$ID = 13 \frac{1}{4} \text{ in}$$



## SISTEMA DE LLENADO DE EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AMONIACO ANHIDRO.

Todos los métodos para descargar amoniaco anhidro de carros tanque, se basan en la creación de una diferencia de presión entre el carro tanque y el tanque de almacenamiento.

Estos métodos se describen a continuación.

(Nunca debe usarse aire a presión para descargar amoniaco anhidro, porque el aire puede mezclarse con los vapores de amoniaco produciendo mezclas explosivas)

### Descarga Usando Vaporizador:

Este método utiliza un vaporizador equipado con serpentines de vapor, el cual se conecta a una de las líneas de gas de el carro tanque. El carro tanque se comunica directamente con el tanque mediante la línea de líquido.

Tomando amoniaco líquido de el tanque de almacenamiento, se llena el vaporizador y acto seguido se hace pasar vapor a través de los serpentines. El amoniaco se vaporiza y ejerce presión en el espacio de vapor de el carro tanque, forzando al amoniaco líquido a través de la línea de líquido y dentro de el tanque de almacenamiento.

Este método tiene la desventaja de que los vapores remanentes en el carro tanque no pueden ser fácilmente

recuperados.

### Descarga mediante bomba:

La descarga de amoniaco anhidro también puede hacerse utilizando una bomba localizada debajo de el fondo de el carro tanque.

Se utiliza una linea igueladora conectada a la linea de vapor de el tanque y a las válvulas de vapor de el carro tanque.

Esta linea es usada si la presión de el tanque de almacenamiento es mayor que la de el carro tanque, ayudando a prevenir un desgaste excesivo de la bomba y el motor.

Si la presión en el carro tanque es mayor, el by-pass a la bomba debe permanecer abierto hasta que el flujo de líquido, de el carro tanque al almacenamiento, es satisfactorio.

La linea de succión de la bomba debe ser de diámetro suficientemente grande, y en lo posible mantenida fría, para evitar la vaporización del amoniaco-líquido.

La descarga mediante bomba es satisfactoria mientras el amoniaco líquido llene la linea de succión, justo hasta la succión de la bomba.

Si en la descarga se utiliza compresor o bomba debe evitarse la contaminación de el amoniaco con aceite lubricante, durante la operación.

La contaminación por aceite aumenta el peligro de inflamación.

Descarga mediante compresor:

El mejor método para descargar amoniaco anhidro - es utilizando un compresor el cual crea una diferencia de presión entre el carro tanque y el tanque de almacenamiento.

La succión de el compresor se conecta a la parte superior de el tanque de almacenamiento y la descarga, a la línea de gas de el carro tanque.

Para la operación se recomienda el uso de un compresor de amoniaco de 4 toneladas de refrigeración. A cada lado de el compresor debe colocarse un separador de aceite para evitar la contaminación al carro y tanque de almacenamiento.

También a ambos lados de el compresor deben colocarse válvulas de relevo dado que durante la operación inversa, cualquier válvula de relevo colocada en el manifold puede resultar inoperante.

La conexión entre la línea del líquido en el carro tanque y la línea de descarga hacia el tanque de almacenamiento se hace mediante una manguera especial para servicio de amoniaco anhidro.

Durante la descarga, la diferencia de presión entre el carro tanque y el tanque debe ser de aproximadamente 50 psi.

Cuando todo el líquido ha sido desalojado de el carro tanque, la diferencia de presión caerá hasta -- 5 ó 10 psi, quedando algo de vapor de amoníaco dentro de el carro tanque.

Cuando esta diferencia ha sido alcanzada, debe -- revisarse la línea de líquido para asegurarse que el carro tanque esta vacío. Hecho lo anterior, se cierra la válvula del líquido en el tanque de almacenamiento y se para el compresor.

Mediante manipulación de las válvulas se invierte la acción de el compresor y entonces la presión en el carro tanque puede reducirse hasta 5 ó 10 psig, desalojandose la mayor parte de los vapores de amoníaco -- que permanecían en el carro tanque. ( 500 libras o -- más. )

La presión en el carro tanque no debe reducirse -- hasta abajo de la presión atmosférica ya que esto -- puede ocasionar entradas de aire.

Antes de quitar las conexiones flexibles, la presión en éstas debe desaparecer haciendo uso de las -- válvulas de purga.

ANALISIS DE EL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO DE  
AMONIACO ANHIDRO UTILIZANDO COMPRESOR COMO-  
MEDIO DE DESCARGA.

De acuerdo con el método de descarga mediante -  
compresor, anteriormente descrito, los fabricantes-  
de Amoniacó recomiendan el uso de compresor de Amo-  
niaco de 4 toneladas de refrigeración, accionado por  
un motor de 5 HP y 1800 RPM. Esta unidad tiene un -  
desplazamiento igual a  $15 \text{ ft}^3/\text{min}$  a 650 RPM y es --  
capaz de trabajar con una succión hasta de 250 psig.

Pasandose en la anterior recomendación, puede -  
realizarse un análisis de toda la operación de llena  
do tomando en cuenta todos los componentes de el --  
sistema de almacenamiento o sea: Tanque de Almacena-  
miento, carro tanque, compresora, tubería, válvulas  
y demás accesorios.

El objeto de tal análisis, es obtener el compor-  
tamiento real del sistema en cuanto a volúmenes de-  
liquido y vapor, presiones, flujos, etc., lo cuál -  
permitirá dimensionar el sistema de acuerdo a las -  
condiciones requeridas para la planta de Etanolami-  
nas y Etilenglicoles.



## BASIS PARA EL ANALISIS DE LA OPERACION.

### 1) Tiempo de Descarga:

Se ha considerado que el tiempo de descarga de todo el amoniaco líquido de un carro tanque (10000 gal.), debe ser como máximo de 3 horas.

O sea que el gasto mínimo de líquido que debe de transportarse de el carro tanque al tanque de almacenamiento, será igual a:

$$Q_L = \frac{10\ 000\ gal}{180\ min} = 55.6\ gal/min = 210\ lts/min.$$

### 2) Diferencias de Presión:

Según la descripción del método de descarga de amoniaco anhidro mediante compresora, el traslado de líquido se inicia en el momento en el que la diferencia de presión entre el carro tanque y el tanque de almacenamiento, es de aproximadamente 50 psig. En el análisis de la operación se considerará que el flujo de líquido empezará en el momento en que la diferencia de presión sea la suficiente para que el líquido pueda vencer todas las resistencias existentes en la tubería. De acuerdo a ésta limitación, la compresora y la línea de líquido se dimensionarán de manera tal que sea posible obtener, con una diferencia de presión mínima, el flujo de líquido requerido de aproximadamente 55 gal/min.

En estas condiciones el sistema estará diseñado para operar seguramente.

### 3) Condiciones Iniciales:

Volúmenes: Se considera que al inicio de la operación, los volúmenes de líquido y vapor en el carro tanque y en el tanque de almacenamiento tienen los siguientes valores:

Volúmen líquido tanque almacenamiento = 3000 gal

Volúmen vapor tanque almacenamiento = 12500 gal =  
47312.5 lts.

Volúmen líquido carro tanque = 10 000 gal.

Volúmen vapor carro tanque = 1000 gal = 3785 lts.

Temperatura: 20 °C

Presiones: Tanto en el tanque de almacenamiento como en el carro tanque, las presiones existentes serán las correspondientes a la presión de vapor del amoniaco a 20 °C o sea 8.455 atm. absolutas.

El análisis de la operación, se basa en el cálculo de todas las variables del sistema que se ven afectadas por el transporte de los vapores de amoniaco, por medio de la compresora, en un tiempo determinado, según la siguiente:

#### SECUENCIA DE CALCULO.

1) Se estima el volúmen de vapor que ha de manejar la compresora. Este volúmen se considera constante a lo largo de toda operación. Por conveniencia se trabaja con número de moles. ( $N_s = \text{cte.}$ )

2) A partir de el inicio de la operación se considera un incremento de tiempo entre ,1 y 10 minutos, para evitar grandes variaciones.

3) Se calcula el volúmen de vapor en el tanque de almacenamiento. ( $V_v \text{ TK}$ )

4) Se calcula el volúmen de líquido en el tanque de almacenamiento. ( $V_L \text{ TK}$ )

5) Se calcula el número de moles de vapor en el tanque de almacenamiento ( $N_{ov} \text{ TK}$ )

6) Con  $V_v \text{ TK}$  y  $N_{ov} \text{ TK}$  se calcula la presión en el tanque de almacenamiento, ( $P_{oTK}$ )

$$(P_{oTK} \text{ inicial} = 8.455 \text{ atm})$$

7) En este punto se considera que, de el tanque de almacenamiento, ha sacado la compresora el número de moles calculado en el punto 1) y en el tiempo supuesto en 2) ( $N_s$ ). Se calcula entonces el nuevo número

de moles en el tanque de almacenamiento por la salida de vapor ( $N_{1v TK}$ ).  $N_{1vTK} = NovTK - N_s$ .

8) Se calcula la presión dentro del tanque con el número de moles obtenido ( $P_1 TK$ ).

9) Se calcula el volumen de vapor de el carro tanque ( $VvCT$ ).

10) Se calcula el volumen de líquido de el carro tanque ( $V_L CT$ ).

11) Se calcula el número de moles de vapor en el carro tanque ( $Nov CT$ ).

12) Con  $VvCT$  y  $NovCT$  se calcula la presión en el carro tanque ( $P_oCT$ ).

$$(P_oCT \text{ inicial} = 8.455 \text{ atz. abs.})$$

13) En éste punto se considera que la cantidad de vapor que fué sacada de el tanque de almacenamiento ( $N_s$ ), ha sido introducida en el carro tanque. Se calcula entonces el nuevo número de moles en el carro tanque por la adición de vapor ( $N_{1v CT}$ )

$$N_{1v CT} = Nov CT + N_s$$

14) Se calcula la nueva presión dentro de el carro tanque ( $P_1 CT$ )

15) Se obtiene la diferencia de presión entre el carro tanque y el tanque utilizado las presiones obtenidas en los puntos 8) y 14).

$$\Delta P = P_1 CT - P_1 TK$$

Para seguir el cálculo, es necesaria estimar el sistema de tuberías que ha de conducir al amoniaco líquido,

determinando diámetro de tubería, longitud, alturas, resistencias como longitud equivalente, etc.,

Mediante algunas ecuaciones de flujo de fluidos y el uso de gráficas características del sistema de -- tubería, que posteriormente se describirán, es posible obtener el gasto de amoníaco líquido que se transportará, en función de la diferencia de presiones obtenida.

16) Con el método de cálculo correspondiente al sistema de tubería y con la  $\Delta P$  obtenida, se calcula la velocidad de el líquido ( $V_L$ )

17) Con la velocidad y el área de flujo de la tubería, se calcula el gasto de líquido en un minuto. ( $Q_L$ ).

18) Teniendo en cuenta el incremento de tiempo - considerado, se calcula la cantidad total de amoníaco líquido que se ha transportado en ese lapso. ( $Q_{LT}$ )

19) La cantidad de amoníaco obtenida en el punto anterior ha salido de el carro tanque y ha entrado al tanque, modificando los volúmenes; por tanto en este punto se empieza el cálculo para un nuevo incremento de tiempo.

Se calcula el nuevo volumen de vapor en el tanque por la entrada de líquido.

$$(V_v TK)_2 = (V_v TK)_1 - Q_{LT}$$

- 20) De igual manera se calcula el nuevo volumen de - -  
líquido en el tanque:

$$(V_L TK)_2 = (V_L TK)_1 + QLT$$

- 21) Se calcula el número de moles de vapor en el tanque  
 $(N_{ov TK})_2 = (N_{1v TK})$

- 22) Se calcula la presión en el tanque con el número de  
moles obtenido en 21)  $(P_o TK)_2$

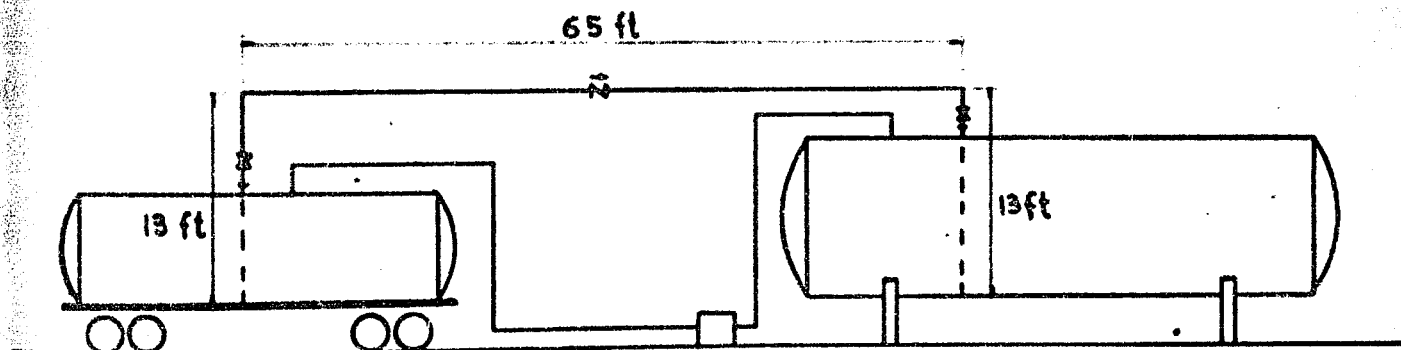
- 23) Se considera una nueva salida de vapor de el tanque  
hacia el carro tanque y se calcula el nuevo número-  
de moles en el tanque como en el punto 7)

De aquí en adelante se sigue la misma secuencia a -  
partir del punto 8), repitiendo el método hasta ob-  
tener valores constantes para  $Q_L$

El vapor así obtenido para  $Q_L$  debe satisfacer los -  
requerimientos impuestos por el tiempo de descarga.-  
Si no los satisface, es necesario efectuar un nuevo  
análisis suponiendo un valor diferente para el gasto  
de vapor, y/o estimando un nuevo sistema de tubería.

METODO DE CALCULO SISTEMA DE TUBERIA  
ANOHACO ANHIDRO

En general, el sistema de la tubería estará diseñado de acuerdo con el siguiente diagrama:



Este método de cálculo está basado en el teorema de Bernoulli y tiene como principal objetivo, calcular el flujo de un líquido a través de una tubería, como resultado de crear una diferencia de presión entre dos puntos de la misma.

De el Teorema de Bernoulli:

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho} + \frac{v_1^2}{2g} = Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho} + \frac{v_2^2}{2g} + h_L$$

Como  $P_1 = P_2 = P$

$$P_1 - P_2 = \frac{\rho}{144} \left[ (Z_2 - Z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} + h_L \right]$$

de el diagrama de tubería:

$$Z_1 = Z_2$$

$$v_1 = v_2 \quad (\text{mismo diámetro})$$

entonces:

$$P_1 - P_2 = \frac{\rho}{144} (h_L)$$

y

$$h_L = \frac{144}{\rho} (P_1 - P_2) = \frac{144}{\rho} \Delta P$$

Para obtener la velocidad de el fluido en la tubería, haciendo uso de el valor obtenido para  $h_L$ , se utiliza - la fórmula de Darcy:

$$h_L = 0.1863 \frac{f L v^2}{d}$$



Esta fórmula se simplifica sustituyendo en ella los valores de diámetro y longitud de la tubería elegida, quedando:

$$\underline{f v^2 = \phi h_L}$$

El término L (Longitud) en la fórmula de Darcy se refiere a la longitud real de la tubería, mas la longitud equivalente resultante de los accesorios.

La resolución de la fórmula de Darcy simplificada, para obtener el valor de la velocidad de el liquido en la tubería, queda haciéndose por tanteos, de la siguiente manera:

- 1) Se supone un valor para la velocidad.
- 2) Con el valor supuesto y las características del liquido y la tubería, se calcula el número de Reynolds:

$$Re = 123.9 \frac{d v \rho}{\mu}$$

- 3) Con el número de Reynolds, se busca valor de el factor de fricción  $f$  para el diámetro y tipo de tubería de que se trate, usando graficas de flujo de fluidos.

- 4) Con el valor de  $f$  obtenido y la velocidad supuesta, se resuelve la ecuación

$$f v^2 = \phi h_L$$

Si se cumple la igualdad, el valor supuesto para la velocidad es correcto. Si no se cumple, es necesario suponer un nuevo valor y entonces repetir la operación.

El método de resolución anterior resulta complicado por la necesidad de usar gráficas para cada tanteo. Teniendo en cuenta que el cálculo se realizará para cada incremento de tiempo considerado, el método se puede simplificar elaborando gráficas características para cada sistema.

#### Curvas del sistema:

Considerando una serie de valores para la velocidad del líquido, dentro de un rango lógico, obtenido de las recomendaciones que sobre velocidades óptimas de líquidos, hacen los textos sobre flujo de fluidos, se puede elaborar una tabla que contenga, para cada valor de velocidad, toda la información necesaria del comportamiento del sistema.

Para la resolución de la fórmula de Darcy, la tabla constará de lo siguiente:

velocidad

velocidad <sup>2</sup>

Número de Reynolds

Factor de Fricción

Producto  $f v^2$

Todo lo anterior obtenido para el líquido y la tubería que se utilicen.

Con los datos de la tabla anterior se elabora una gráfica de velocidad contra el producto  $f v^2$ , obteniendo se una curva que permite resolver directamente la fórmula de Darcy.

Para la resolución por este método, se calcula el valor de  $f v^2$ , como antes se ha explicado, y con éste, se lee directamente, en la gráfica del sistema, el valor de la velocidad. Esto elimina la necesidad de efectuar tanteos.

Habiendo obtenido el valor real de la velocidad-- de el líquido, originado por la diferencia de presión, se procede a calcular el gasto de líquido:

$$Q = \frac{v d^2}{0.408} \quad \text{gal/min}$$

y considerando el incremento de tiempo seleccionado, - se calcula la cantidad total de líquido que se ha transportado ( $Q_{Lt}$ ).

Para las fórmulas utilizadas:

- P: presión  $\text{lb/in}^2 \text{ g.}$   
 ρ: densidad del líquido  $\text{lb/ft}^3$   
 $h_L$ : pérdida por fricción ft de fluido  
 f: factor de fricción  
 L: Longitud de tubería ft  
 v: velocidad de flujo ft/seg  
 d: diámetro interno de tubo pulgadas  
 μ: viscosidad absoluta centipoise  
 Q: gasto de líquido gal/min

Con base en el compresor recomendado, se efectuó un primer análisis de la operación, bajo las siguientes consideraciones:

CAPACIDAD DE EL COMPRESOR = 15 ft<sup>3</sup>/min std.

DIAMETRO LINEA AMONIACO LIQUIDO = 1" CD 80

INCREMENTOS DE TIEMPO = 10 minutos

Volumen de vapor TK:

$$12500 \text{ gal} = 47312.5 \text{ lts}$$

Presión TK:

$$P_0 \text{ TK} = P_{\text{vNH}_3} \text{ a } 20^\circ\text{C} = 8.455 \text{ atm. abs.}$$

Número de moles:

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{8.455 \text{ atm} \times 47312 \text{ lts}}{0.082 \frac{\text{lts-atm}}{\text{g-mol } ^\circ\text{K}} \times 293^\circ\text{K}} = 16649.58 \text{ g-mol.}$$

Sacar 15 ft<sup>3</sup>/min std. (0°C , 1 atm.) de TK

$$15 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} = 424.755 \frac{\text{lts}}{\text{min}}$$

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{1 \text{ atm} \times 424,755 \text{ lts}}{0,082 \times 273^\circ\text{K}} = 18,9739 \text{ g-mol}$$

Se sacan del tanque 18,9739 g-mol/min

En 10 minutos : 0 a 10 min

$$N_s = 189,739 \text{ g-mol}$$

$$N_{1vTK} - N_{ovTK} - N_s = 16649,58 - 189,739 = 16459,841 \text{ g-mol}$$

P1TK

$$P = \frac{n RT}{V} = \frac{16459,8 \times 0,082 \times 293}{47312,5} = 8,358 \text{ atm. abs.}$$

Volumen vapor CT:

$$1000 \text{ gal} = 3785 \text{ lts.}$$

Presión:

$$P_{oCT} P_{v_{NH_3}} \text{ a } 20^\circ\text{C} = 8,455 \text{ atm abs.}$$

Número de moles:  $N_{ovCT}$

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{8,455 \times 3785}{0,082 \times 293} = 1331,980 \text{ g-mol}$$

Presión en CT por entrada vapor : P1CT.

$$N1vCT = N0vCT + Ns = 1331.980 + 189.739 = 1521.719 \text{ g-mol}$$

$$P1CT = \frac{n RT}{V} = \frac{1521.719 \times 0.082 \times 293}{3735} = 9.659 \text{ atm abs.}$$

$$\Delta P: \quad \Delta P = P1CT - P1TK$$

$$\Delta P = 9.659 - 8.358 = 1.301 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 19.112 \text{ lb/in}^2$$

Características de el sistema de tubería para el amoníaco líquido:

Tubería de 1" diámetro nominal cédula 80 de acero comercial, limpia.

$$d_i = 0.957 \text{ in}$$

$$A_f = 0.60499 \text{ ft}^2$$

$$d^2 = 0.9158 \text{ in}^2$$

$$D_i = 0.0797 \text{ ft}$$

Longitud de tubería:

$$L = 100 \text{ ft}$$

Longitud equivalente accesorios:

	(L/D)unit.	(L/D)tot
2 válvulas compuerta abiertas	13	26
1 válvula check "Clearway Swing"	50	50
1 Entrada $K=0.78$	34	34
1 Salida $K=1.0$	44	44
		<hr/>
		154

$$L = \frac{(L/D)_{tot} \cdot D_i}{D_i} = 154 \times 0.0797 = 12.27 \text{ ft}$$

$$L_{eq} = 12.27 \text{ ft}$$

$$L_{total} = 100 + 12.27 = 112.27 \text{ ft}$$

Más 10 % de seguridad:

$$L_{total} = 125 \text{ ft}$$

Propiedades físicas del Amoniaco anhidro a 20°C.

$$\rho = 38.1 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.112 \text{ cp}$$

Con la longitud de tubería obtenida para el sistema y las propiedades del amoniaco, se simplifican las fórmulas de flujo de fluidos a usar para obtener el gasto de líquido, como a continuación se indica:

$$\frac{1.44}{\rho} (P_1 - P_2) = hL$$

$$hL = 0.1363 \frac{f L v^2}{d}$$

$$Re = 123.9 \frac{d v \rho}{\mu}$$

$$Q = \frac{v d^2}{0.408}$$

$$3.779 (P_1 - P_2) = hL$$

$$0.0411 hL = f v^2$$

$$Re = 40336 v$$

$$Q = 2.244 v$$



Curva del Sistema:

Para elaborar la curva del sistema, se usan valores de velocidad de 0 a 14 ft/seg.

$$Re = 40336 v$$

para 1" cd 80

ft/seg

v	v <sup>2</sup>	Re	f	f v <sup>2</sup>
0	0	0	0	0
2	4	80572	0.0254	0.1016
4	16	161344	0.0244	0.3904
6	36	242016	0.0240	0.8640
8	64	322688	0.0237	1.5168
10	100	403360	0.0234	2.340
12	144	484032	0.02338	3.3667
14	196	564704	0.02325	4.557

v ft/sec

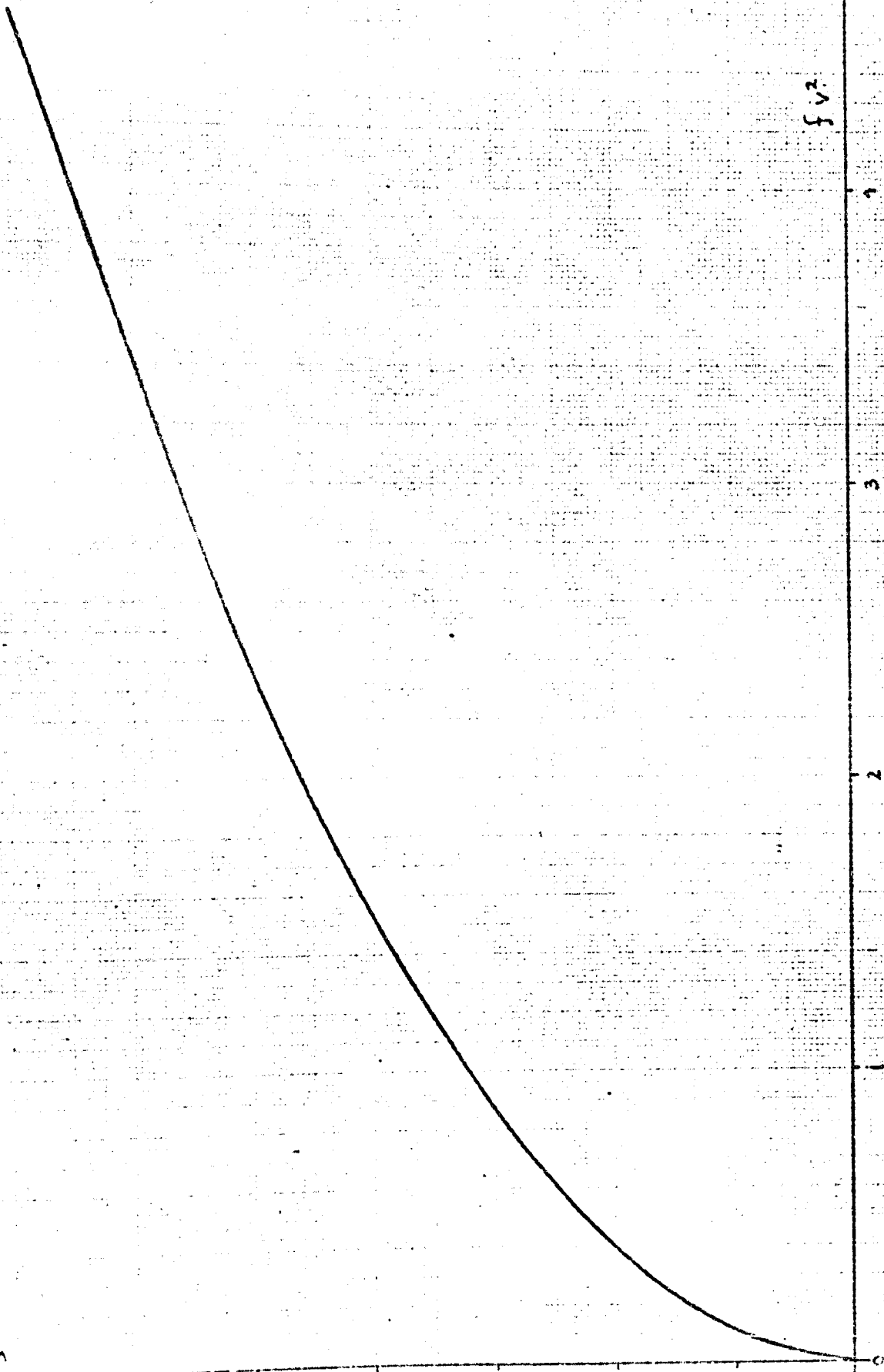
0 2 4 6 8 10 12 14

$f v^2$

1

3

2



Gasto de Líquido:

$$\Delta P = 19.112 \text{ lb/in}^2$$

$$h_L = 3.779 \times 19.112 = 72.224$$

$$f v^2 = 0.0411 \times 72.224 = 2.968$$

De la gráfica:

$$v = 11.25 \text{ ft/seg}$$

$$f = 0.0334$$

$$Q_L = 2.244 \times 11.25 = 25.245 \text{ gal/min}$$

En los primeros 10 minutos salen de el carro tanque:

$$252.45 \text{ gal de amoniaco}$$

líquido. ( 955.533 lts.)

Por efecto de la entrada de líquido al tanque de almacenamiento, los volúmenes de líquido y vapor del mismo quedan como sigue:

$$V_L \text{ TK} = 3000 + 252.45 = 3252.45 \text{ gal.}$$

$$V_v \text{ TK} = 12500 - 252.45 = 12247.55 \text{ gal} = 46356.97 \text{ lts.}$$

Presión TK por entrada de líquido:

$$P_{oTK} = \frac{n RT}{V} = \frac{15150.24 \times 0.032 \times 293}{46356.97} = 8.530 \text{ atm. abs.}$$

Debido a la salida de líquido, en el carro tanque los volúmenes son:

$$V_L \text{ CT} = 10000 - 252.45 = 9747.55 \text{ gal.}$$

$$V_v \text{ CT} = 1000 + 252.45 = 1252.45 \text{ gal} = 4740.52 \text{ lts.}$$

Presión CT por salida de líquido:

$$P_{oCT} = \frac{n RT}{V} = \frac{1521.712 \times 0.032 \times 293}{4740.52} = 7.712 \text{ atm. abs.}$$

En los siguientes 10 minutos ( 11 - 20 ) se -  
vuelven a extraer del tanque de almacenamiento - -  
189.739 g-mol de vapor.

$$N_s = 189.739 \text{ g-mol}$$

$$N_{ovTK} = 16459.841 \text{ g-mol}$$

$$N_{1vTK} = 16459.841 - 189.739 = 16270.102 \text{ g-mol.}$$

La presión en TK por salida nuevo vapor será:

$$P_{1TK} = \frac{16270.102 \times 0.082 \times 293}{46356.97} = 8.432 \text{ atm abs.}$$

y en el carrotanque, por entrada de nuevo vapor:

$$N_{ovCT} = 1521.719 \text{ g-mol}$$

$$N_{1vCT} = 1521.719 + 189.739 = 1711.458 \text{ g-mol}$$

$$P_{1CT} = \frac{1711.458 \times 0.082 \times 293}{4740.52} = 8.674 \text{ atm. abs.}$$

$$\Delta P = P_{1CT} - P_{1TK}$$

$$\Delta P = 8.674 - 8.432 = 0.242 \text{ atm.}$$

$$\Delta P = 3.556 \text{ lb/in}^2$$

$$h_L = 3.779 \times 3.556 = 13.438$$

$$\int v^2 = 0.0411 \times 13.438 = 0.5523$$

De la gráfica del sistema:

$$v = 4.73 \text{ ft/seg} \quad ; \quad f = 0.0242$$

Entonces:

$$Q_L = 2.244 \times 4.73 = 10.726 \text{ gal/min}$$

$$Q_{Lt} = 107.26 \text{ gal} = 405.979 \text{ lts.}$$

El análisis de la operación se continúa, dando incrementos de tiempo y resolviendo, de acuerdo a ellos, las variables del sistema, mediante el método usado hasta ahora.

Para las condiciones elegidas en el primer análisis del sistema, los resultados obtenidos se encuentran indicados en la tabla número .

Se observa que los valores de el gasto de líquido transportado tienden a hacerse constantes con un valor aproximado de 14 gal/min.

Debido a esta situación, se concluye que el sistema elegido no cumple las condiciones impuestas por el problema, ya que con el gasto obtenido el tiempo de descarga será:

$$\theta = \frac{10\ 000\ \text{gal}}{14\ \text{gal/min}} = 715\ \text{min} = 11.9\ \text{hs}$$

o sea la descarga se efectuará en un tiempo mucho mayor que el requerido de 3 horas.

1/2 sec	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2	1/2
Δθ	hrs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs	gal	lbs
10	47312.5	3000	16649.58	6.455	16499.841	5.257	3795	10000	1371.089	8.455	1371.089	1124.779	0.499	17.112	11.13	21.225	243.65	759.923			
10	48356.77	2872.65	16670.824	6.490	16270.102	5.132	4762.453	9767.88	1291.210	7.782	1291.210	1771.488	8.476	3.576	4.07	10.798	177.36	464.878			
10	49595.991	3395.71	16270.102	6.507	14300.803	5.407	6566.80	6566.80	1771.478	7.71	1771.478	1771.167	8.875	6.077	6.68	16.879	160.89	547.313			
10	49894.838	3500.60	16280.303	6.512	15070.424	5.411	6739.734	10700.40	1401.197	7.854	1401.197	2070.094	8.773	4.684	6.00	13.621	134.66	404.612			
10	49744.626	3444.24	15000.624	6.507	15790.015	5.411	6723.676	11158.76	2070.096	7.873	2070.096	2260.815	8.894	4.849	6.15	13.710	139.00	378.170			
10	44551.776		15111.126		15111.126		6750.000					2170.614	8.770	5.879	6.14	13.778	137.28	441.077			
10	43536.219		15321.677		15321.677		7066.804					2469.183	8.772	6.810	6.12	13.778	137.28	471.477			

RECORD 10 of 80

1/2 sec  
Δθ = 159.739 gal at 10 min.

Tomando como base los resultados obtenidos en el primer análisis, se pueden deducir las características que deberá tener el sistema para que se cumpla la condición de tiempo impuesto.

Para un segundo análisis se eligieron las siguientes condiciones:

CAPACIDAD DEL COMPRESOR=  $65 \text{ ft}^3/\text{min}$  std.

DIAMETRO LINEA AMONIACO LIQUIDO= 2" CD 80

INCREMENTOS DE TIEMPO= 1 minuto

Se tienen las mismas condiciones iniciales que para el primer análisis:

Volúmen de vapor TK: 12500 gal=47312.5 lts

Presión TK: 8.455 atm. abs

Número de moles vapor TK: 16649.58 g-mol

Volúmen de vapor CT: 1000 gal=3785 lts

Presión CT: 8.455 atm. abs

Número de moles vapor CT: 1331.980 g-mol.

Vapor manejado por la compresora:

$$65 \text{ ft}^3/\text{min std.} = 1840 \text{ lts/min std}$$

Número de moles:

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{1 \text{ atm} \times 1840 \text{ lts}}{0.082 \times 273^\circ\text{K}} = 82.2 \text{ g-mol}$$

o sea que la compresora transportará 82.2 g-mol/min de amoníaco vapor.

Como los incrementos de tiempo elegidos son ahora de 1 minuto, el número de moles para cada incremento será:

$$N_s = 82.2 \text{ g-mol}$$

El nuevo análisis de la operación se realiza en forma idéntica al anterior, tomando en cuenta los datos arriba indicados y los que sobre el sistema de tubería se dan a continuación.



Características de el sistema de tubería.

Tubería de 2" diámetro nominal

cédula 80, de acero comercial, limpio

$d_i = 1.937$  in       $d_o^2 = 3.760$  in

$A_f = 0.0205$  ft<sup>2</sup>       $D_i = 0.1616$  ft

Longitud de tubería:

$$L = 91 \text{ ft}$$

Longitud equivalente accesorios:

	(L/D)unit.	(L/D)tot.
2 válvulas compuerta completamente abiertas	13	26
1 válvula check "Clearway Swing"	50	50
1 Entrada $K=0.78$	40	40
1 Salida $K=1.0$	52	52
		<hr/>
		168

$$Leq. = \left(\frac{L}{D}\right)D = 168 \times 0.1616 = 27.14 \text{ ft}$$

$$Leq = 27.14 \text{ ft}$$

$$\text{Longitud total} = 91 + 27.14 = 118.14 \text{ ft}$$

Mas 10% de seguridad:

$$L\text{-total} = 130 \text{ ft.}$$

Fórmulas de Flujo de Fluidos simplificados -  
 para tubería de 2" ( longitud 130 ft ), y Amoniaco  
 Anhidro líquido a 20°C.

$$\frac{144}{e} (P1-P2) = h_L \quad ; \quad 3.779 (P1-P2) = h_L$$

$$h_L = 0.1363 \frac{f L v^2}{d} \quad ; \quad 0.080 h_L = f v^2$$

$$Re = 123.9 \frac{d v \rho}{\mu} \quad ; \quad Re = 81725 v$$

$$Q = \frac{v d^2}{0.408} \quad ; \quad Q = 9.2156 v$$

### Curva del sistema:

Para elaborar la curva del sistema, se usaron  $v$  de 0 a 10 ft/seg.

El valor del factor de fricción  $f$  fué obtenido de la gráfica A-25 de el folleto "CRANE - Technical Paper Nº 410".

Re = 81725  $v$  para tubería 2" cd 80

$v$	$v^2$	Re	$f$	$f v^2$
0	0	0	0	0
2	4	163450	0.0211	0.0844
4	16	326900	0.0201	0.3216
6	36	490350	0.0197	0.7092
8	64	653800	0.0195	1.2480
10	100	817250	0.0194	1.9400

$f v^2$

1.0

0.5

0

1

2

3

4

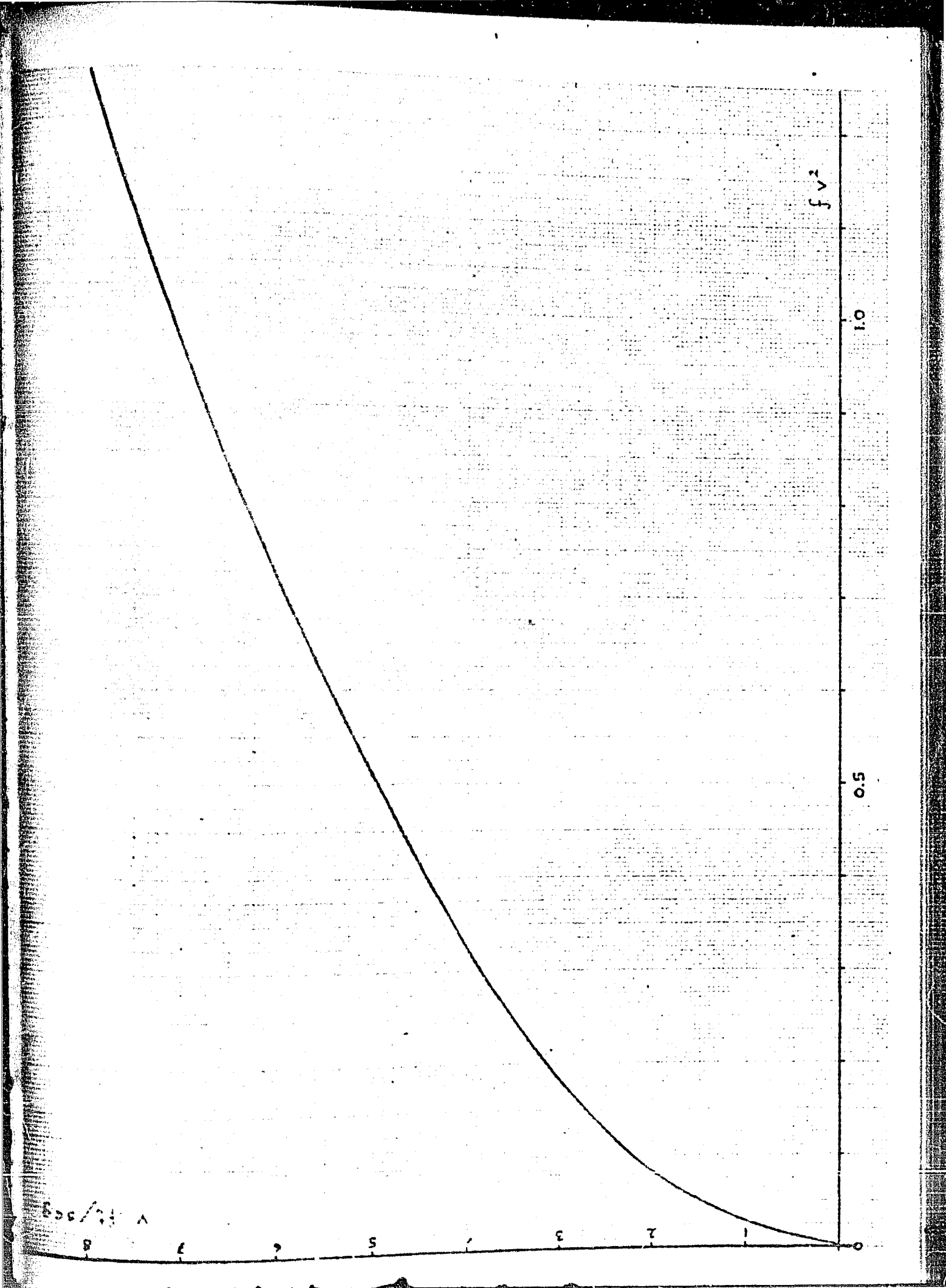
5

6

7

8

V. H. / 300



Los resultados obtenidos para el análisis de la operación, habiendo considerado  $65 \text{ ft}^3/\text{min}$  std. de capacidad del compresor y un diámetro de 2" para la línea de líquido, se encuentran indicados en la tabla número .

Observando los resultados obtenidos, se puede concluir que las condiciones elegidas para el sistema, son las adecuadas ya que cumplen perfectamente con las limitaciones impuestas en cuanto a tiempo de descarga y principalmente en cuanto a que el gasto de líquido requerido se obtenga con una diferencia de presión mínima.

Esto significa, que si desde el principio de el traslado de los vapores de amoníacos de el tanque de almacenamiento al carrotanque, la línea de líquido se encuentra abierta, bastará que la diferencia de presión entre los recipientes, alcance un valor - - - aproximado de 0 psi. para que se obtenga el gasto

65 sec  
 15 = 82.281 gal / rda

TABLE 2 of 80

Alt	19 20 (17-19)	20 20 (16-20)	20 20 (15-20)	20 20 (14-20)	20 20 (13-20)	20 20 (12-20)	20 20 (11-20)	20 20 (10-20)	20 20 (9-20)	20 20 (8-20)	20 20 (7-20)	20 20 (6-20)	20 20 (5-20)	20 20 (4-20)	20 20 (3-20)	20 20 (2-20)	20 20 (1-20)
1	47312.4	3000	1647.68	2.455	1557.319	8.411	3.895	10800	1331.790	3.441	1012.891	1.774	6.00	6.00	73.774	271.043	
2	47331.455	3073.724	16557.350	5.463	16253.130	8.421	4044.042	9796.203	1414.301	3.390	1036.502	1.782	6.02	6.02	54.477	293.980	
3	47350.475	3120.201	16205.138	5.456	16073.717	8.410	4276.023	9870.757	1575.420	3.413	1037.470	1.784	6.03	6.03	63.126	285.071	
4	47369.494	3192.327	16202.217	5.459	16302.466	8.407	4512.094	9707.093	1573.542	3.464	1045.244	1.782	6.04	6.04	59.777	285.020	
5	47388.516	3252.044	16320.166	5.457	16531.475	8.415	4748.168	9747.946	1640.344	3.420	1043.073	1.783	6.04	6.04	60.842	290.311	
6	47407.535	3312.066	16731.475	5.457	16756.354	8.413	4984.192	9677.134	1713.053	3.427	1041.306	1.783	6.05	6.05	62.434	284.813	
7	47426.557	3373.330	16756.354	5.455	16976.033	8.413	5192.010	9525.690	1695.366	3.436	1041.177	1.784	6.04	6.04	62.022	290.311	
8	47445.575	3431.142	16774.533	5.456	17191.912	8.413	5424.324	9465.149	1674.577	3.442	1041.723	1.783	6.05	6.05	60.654	285.813	
9	47464.595	3484.955	16791.912	5.455	16974.571	8.411	5187.042	9565.404	1704.707	3.430	1041.400	1.783	6.04	6.04	60.730	285.813	
10	47483.615	3555.325	16791.912	5.454	16974.571	8.411	5187.042	9444.674	1701.060	3.455	1041.110	1.781	6.04	6.04	60.730	285.813	

deseado de aproximadamente 60 gal/min y con una velocidad de 6.5 ft/seg la cual cae dentro de el rango - recomendando como optimo, para el manejo de Amoniaco liquido, por los textos sobre flujo de fluidos.

Como se observa en la tabla, manteniendo constantes los flujos de vapor y liquido, la diferencia de presión se mantiene constante en un valor bastante bajo. Esto añade otra ventaja al sistema, ya que para obtener el flujo de liquido deseado, no será necesario presionar demasiado el carrotanque.

Diseñado el sistema de esta manera, podrá trabajarse de acuerdo a las condiciones propuestas en la descripción del método de descarga hecha inicialmente. Es decir, se podrá partir de una diferencia de presión de 50 psi, pero se tendrá la seguridad de que aún operando abajo de esta diferencia se podrá cumplir con el tiempo de descarga.

El tiempo de descarga del líquido de el carro  
tanque, operando el sistema a diferencia de presión  
mínimo, será:

$$\theta = \frac{10000 \text{ gal}}{60.73 \text{ gal/min.}} = 165 \text{ min} = 2.75 \text{ hs}$$

menor que el tiempo límite máximo de 180 min = 3 horas.



CALCULO COMPRESORA SISTEMA ALMACENAMIENTO AMONIACO ANHIDRO

Clave:

Presiones de trabajo:

Condiciones iniciales:

$$V_{tk} = 47312.5 \text{ lts.} \quad n_v = 16650 \text{ g-mol}$$

$$V_{lk} = 11355 \text{ lts.}$$

$$V_{vt} = 3785 \text{ lts} \quad n_v = 1332 \text{ g-mol}$$

$$V_{lt} = 37850 \text{ lts}$$

Gasto de Amoniac liquido = 230 lts/ min.

Gasto de Amoniac vapor = 82.2 g-mol/min.

---

Tiempo descarga carro tanque;

$$\theta = \frac{37850 \text{ lts}}{230 \text{ lts / min}} = 165 \text{ min.}$$

Amoniac vapor transferido durante la primera parte de la opera-

ción:

$$N_t = 82.2 \frac{\text{g-mol}}{\text{min}} \times 165 \text{ min} = 13600 \text{ g-mol}$$

Al final de la primera etapa de la operación las condiciones -  
son como sigue:

$$V_{tk} = 47312 - 37850 = 9462 \text{ lts.}$$

$$N_v = 16650 - 13600 = 3050 \text{ g-mol}$$

$$V_{tk} = 11355 + 37850 = 49205 \text{ lts.}$$

$$V_{vt} = 3785 + 37850 = 41635 \text{ lts.}$$

$$N_v = 1332 + 13600 = 14932 \text{ g-mol}$$

$$V_{vt} = 37850 - 37850 = 0$$

---

En la segunda etapa de la operación, el transporte de vapores de amoníaco, de el carro tanque hacia el tanque de almacenamiento, se lleva a cabo hasta el punto en que la presión en el carro tanque es aproximadamente igual a 15 psig.

Para lograr la condición anterior, la cantidad de vapores de amoníaco transportada deberá ser:

$$P_{11m} = 15 + 11.5 = 26.5 \text{ psia} = 1.804 \text{ atm abs.}$$

$$n = \frac{PV}{RT} = \frac{1.804 \times 41635}{0.082 \times 293} = 3126 \text{ g-mol.}$$

En el carro tanque deben quedar :

$$3126 \text{ g-mol de Amoníaco}$$

Entonces la cantidad de Vapores de amoníaco que se regresan al tanque será:

$$N_v = 14932 - 3126 = 11806 \text{ g-mol}$$

---

Al fin de la operación de llenado, la cantidad de vapores en el tanque de almacenamiento será igual a:

$$N_{v_{tk}} = 3050 + 11806 = 14856 \text{ g-mol}$$

Se considera que durante la primera etapa de la operación, - o sea el transporte de los vapores de amoníaco de el tanque al carro tanque, puede hacerse sin necesidad de enfriar el vapor después de su paso por la compresora. El aumento de temperatura, en esta etapa, no afecta grandemente y aún puede ayudar permitiendo - obtener mayores diferencias de presión con menor cantidad de amoníaco, que si se considera el sistema operando a 20°C.

Para tener un aumento de temperatura tal que no afecte al sistema, es necesario diseñar el compresor con una presión de descarga mínima tal, que sirva solo para vencer las resistencias existentes en el sistema de tubería y accesorios.

El postenfriador trabajará de preferencia sólo en la segunda- etapa de la operación, ya que las condiciones de el vapor en el sistema como las presiones y temperaturas a que se sujeta, seguramente- harán que no solo haya enfriamiento sino que también se condensará- el vapor creando una situación indeseable durante la primera etapa, pero muy conveniente durante la segunda.

Disponiendo de un agua de enfriamiento a 20 °C. se considera- que mediante el post-enfriador se podrá tener el amoníaco a una temperatura de 25°C para seguridad de el sistema.

Para el cálculo de la compresora se considerará una presión - de descarga igual a la presión de vapor de el amoníaco a 25°C más - una cierta presión extra, suficiente para vencer las resistencias - en la tubería y accesorios y en el post-enfriador.

$$P_{\text{NH}_3} \text{ a } 25^\circ\text{C} (77^\circ\text{F}) = 145.4 \text{ psia.}$$

Se considera entonces una presión de descarga para la compresora iguala:

Pa- 150 psig- 161.5 psia.

Incluyendo las caídas de presión en el sistema de tubería -  
y enfriamiento, los cuales se diseñarán de acuerdo a esta limitación.

De acuerdo con las condiciones de la operación durante la primera etapa, la compresora se diseña de acuerdo a las siguientes bases:

Capacidad:  $65 \text{ ft}^3/\text{min.}$  en condiciones estándar ( $0^\circ\text{C}$  y  $1 \text{ atm-abs.}$ )

Presión de succión:  $100 \text{ psig} = 111.5 \text{ psia}$

Temperatura de succión:  $20^\circ\text{C}$  ( $68^\circ\text{F}$ )

Presión de descarga:  $150 \text{ psig} = 161.5 \text{ psia.}$

---

#### Cálculo de BHP

A las condiciones de la succión ( $100 \text{ psig}$ ,  $68^\circ\text{F}$ ):

$$V = 65 \text{ ft}^3 \times \frac{14.7 \text{ psia}}{111.5 \text{ psia}} \times \frac{528^\circ\text{R}}{492^\circ\text{R}} = 9.2 \text{ ft}^3$$

Capacidad:  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$  a  $111.5 \text{ psia}$  y  $68^\circ\text{F}$

---

Relación de compresión:

$$R_c = \frac{P_2}{P_1} = \frac{161.5}{111.5} = 1.45$$

La compresión se realizará en una sola etapa.

---

El cálculo de BHP se hace de acuerdo con las propiedades termodinámicas de el amoníaco, obtenidas de el Diagrama de Mollier para Amoníaco:

1) A las condiciones de succión ( $111.5 \text{ psia}$  y  $68^\circ\text{F}$ )

$$h_1 = 632 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 2.7 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

2) Siguiendo la línea de entropía constante (compresión isentrópica, hasta la presión de descarga ( $161.5 \text{ psia}$ );

$$t_2 = 114^\circ\text{F}$$

$$h_2 = 653 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.01 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{778}{33000} (M) (h_2 - h_1) (L_o) (F_1)$$

$M = \text{lbs/min}$  de  $\text{NH}_3$  a la succión.

$L_o =$  factor pérdidas por fricción en anillos, empaques, válvulas, etc. . . .

$F_1 =$  pérdida en unidades accionadas por motor (no es una eficiencia de el motor)

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{2.7 \text{ ft}^3} = 3.71 \frac{\text{lb}}{\text{min.}}$$

$$L_o = 1.55$$

$$a \quad R_o = 1.45$$

$$F_1 = 1.05$$

$$h_2 - h_1 = 653 - 632 = 21 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{778}{33000} \times 3.71 \times 21 \times 1.55 \times 1.05 = 2.98$$

$$\underline{\underline{\text{BHP} = 3 \text{ HP}}}$$

## COMPORTAMIENTO COMPRESORA DURANTE LA SEGUNDA ETAPA.

Durante la segunda etapa de la operación, la compresora se encargará de transportar los vapores de amoníaco desde el carro tanque hacia el tanque de almacenamiento. Se puede considerar que esta parte de la operación se lleva a cabo en un sistema cerrado en cooperación con la primera etapa en la que la existencia de una cierta recirculación permitía trabajar en condiciones de presión relativamente constantes.

En la segunda etapa, las condiciones de presión van a estar sujetas a variación ya que el objeto de la operación es extraer del carro tanque, el vapor de amoníaco que se ha acumulado durante la primera etapa; esto origina un descenso gradual en la presión de el carro tanque hasta obtener la presión final requerida igual a 15 psig.

En estas condiciones, la presión de succión de la compresora irá disminuyendo, lo cual traerá consigo una variación en el BHP como a continuación se indica:

En este caso el BHP a diferentes condiciones de succión se calcula con la siguiente fórmula:

$$\text{BHP} = \frac{(778/33000) (M) (h_2 - h_1)}{e_{cm}}$$

donde

$e_{cm}$  = eficiencia mecánica y de compresión combinada.

---

El cálculo se realizará desde una presión de succión de 111.5 psia hasta 26.5 psia.

Se considera una temperatura en la succión igual a 20°C (68°F)

---

Dado que para la selección de la compresora, tanto la presión de descarga como la capacidad requerida, son características que -- necesariamente deben ser evaluadas de acuerdo a las condiciones durante la primera etapa, el cálculo de la variación del BHP durante la 2a. etapa considerará a dicha presión y capacidad como constantes, o sea:

$P_2 = 161.5 \text{ psia.}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$  a las condiciones de la succión.



1) Con  $P_1 = 111.5$  psia

y  $t_1 = 68^\circ\text{F}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$R_c = \frac{P_2}{P_1} = \frac{161.5}{111.5} = 1.45$$

$$h_1 = 632 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 2.7 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 653 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.01 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 114^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{2.7 \text{ ft}^3} = 3.7 \text{ lb/min}$$

---

$$e_{\text{cm}} = 64\% \quad \text{a} \quad R_c = 1.45$$

---

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 (M) (h_2 - h_1)}{e_{\text{cm}}}$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 3.7 \times 21}{0.64} = 2.85 \text{ HP}$$

2) Con  $P_1 = 100$  psia

y  $t_1 = 68^\circ\text{F}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$R_c = \frac{161.5}{100} = 1.61$$

$$h_1 = 634 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 3.05 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 662 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 127^\circ\text{F}$$

$$M = \frac{10 \text{ ft}^3}{\text{Min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{3.05 \text{ ft}^3} = 3.27 \text{ lb/ min}$$

$$e_{cm} = 66\% \quad \text{a} \quad R_c = 1.61$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 3.27 \times 28}{0.66} = 3.26 \text{ HP}$$

3) Con  $P_1 = 90$  psia

$t_1 = 68^\circ\text{F}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$Rc = \frac{161.5}{90} = 1.8$$

$$h_1 = 637 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 3.4 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 673 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.18 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 143^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{3.4 \text{ ft}^3} = 2.94 \text{ lb/min}$$

$$e_{cm} = 72\% \quad a \quad Rc = 1.8$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 2.94 \times 36}{0.72} = 3.45 \text{ HP}$$

4) Con P1 = 80 psia

y t1 = 68°F

$$\text{Capacidad} = 10 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$R_0 = \frac{161.5}{80} = 2.02$$

$$h_1 = 637 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 3.9 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 683 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.24 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 160^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{3.9 \text{ ft}^3} = 2.56 \text{ lb/min}$$

$$e_{\text{cm}} = 74.5\%$$

$$a \quad R_0 = 2.02$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 2.56 \times 44}{0.745} = 3.55 \text{ HP}$$

5) Con  $p_1 = 70$  psia

y  $t_1 = 68^\circ\text{F}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$R_o = \frac{161.5}{70} = 2.3$$

$$h_1 = 642 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 4.5 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 695 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.35 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 178^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{4.5 \text{ ft}^3} = 2.22 \text{ lb/min}$$

$$e_{ca} = 77.5\%$$

$$a \quad R_o = 2.3$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 2.22 \times 53}{0.775} = 3.58 \text{ HP}$$

6) Con  $P_1 = 60$  psia y  $t_1 = 68^\circ\text{F}$ .

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$R_c = \frac{161.5}{60} = 2.7$$

$$h_1 = 644 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 5.3 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 708 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.43 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 200^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{5.3 \text{ ft}^3} = 1.89 \text{ lb/min}$$

$$e_{\text{ca}} = 80.1 \quad \text{a} \quad R_c = 2.7$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 1.89 \times 64}{0.80} = 3.55 \text{ HP}$$

7) Con  $p_1 = 50$  psia y  $t_1 = 68^\circ\text{F}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$R_0 = \frac{161.5}{50} = 3.23$$

$$h_1 = 646 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 6.4 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 725 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.6 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 230^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{6.4 \text{ ft}^3} = 1.56 \text{ lb/min}$$

$$e_{ca} = 82\% \quad \text{a} \quad R_0 = 3.23$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 1.56 \times 79}{0.82} = 3.53 \text{ HP}$$

8) Con  $P_1 = 40$  psia y  $68^\circ\text{F}$

Capacidad =  $10 \text{ ft}^3/\text{min}$

$$R_0 = \frac{161.5}{40} = 4.05$$

$$h_1 = 648 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 8.07 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 746 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.75 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 265^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{8.07 \text{ ft}^3} = 1.24 \text{ lb/min}$$

$$e_{\text{ca}} = 83\% \quad \text{a} \quad R_0 = 4.05$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 1.24 \times 98}{0.83} = 3.45 \text{ HP}$$



9) Con  $P_1 = 30$  psia y  $t_1 = 68^\circ\text{F}$

$$\text{Capacidad} = 10 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$R_c = \frac{161.5}{30} = 5.4$$

$$h_1 = 650 \text{ Btu/lb}$$

$$v_1 = 10.9 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$h_2 = 773 \text{ Btu/lb}$$

$$v_2 = 2.91 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$t_2 = 310^\circ\text{F}$$

$$M = 10 \frac{\text{ft}^3}{\text{Min}} \times \frac{1 \text{ lb}}{10.9 \text{ ft}^3} = 0.917 \text{ lb/min}$$

$$e_{\text{cm}} = 81.6\% \quad \text{a} \quad R_c = 5.4$$

$$\text{BHP} = \frac{0.0235 \times 0.917 \times 123}{0.816} = 3.25 \text{ HP}$$

Graficando los valores de BHP calculados, contra las diferentes presiones de succión, se obtiene una curva característica para la compresora que muestra su comportamiento a través de la 2a etapa de la operación (Fig: )

La curva obtenida indica un requerimiento máximo de BHP - (3.6 HP), a una presión de succión igual a 71 psia o sea una relación de compresión  $R_c = 2.3$

La curva es característica para un claro constante, lo cual es una característica mecánica de la compresora ya que el tamaño de la misma no permite pensar en utilizar accesorios para variar el claro y por tanto reducir el caballaje.

En base a las anteriores consideraciones, se selecciona una compresora de 5 HP para las condiciones de presión y capacidad antes indicadas.

P<sub>i</sub>

PSIA

20  
30  
40  
50  
60  
70  
80  
90  
100  
110

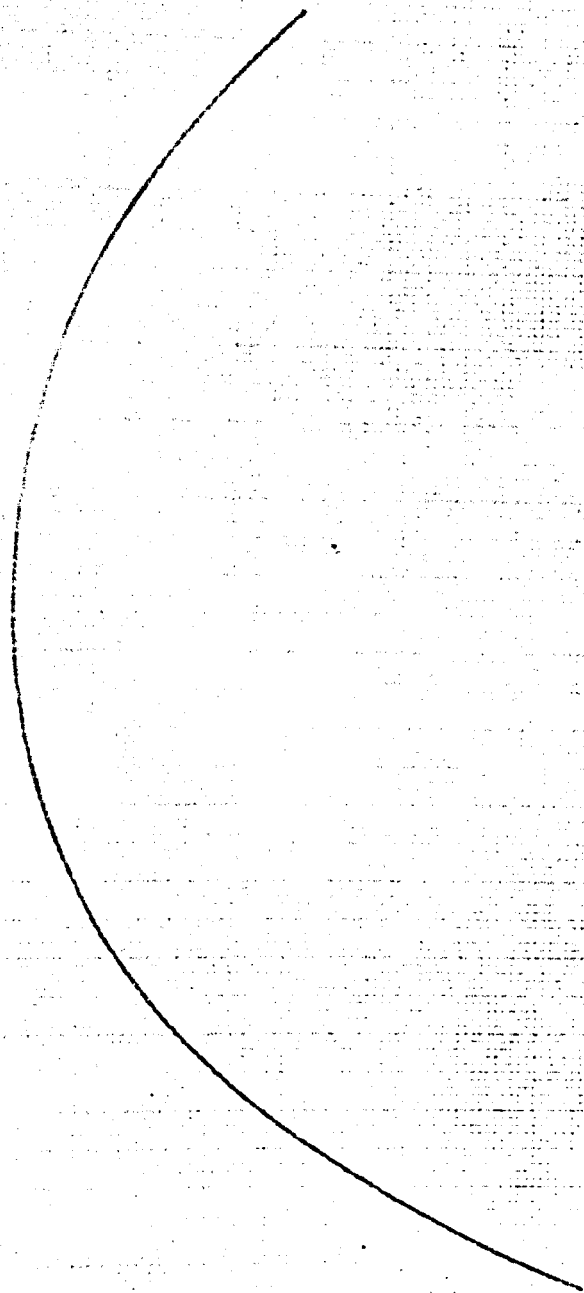
2.5

3.0

BHP

3.5

4.0



## CONCLUSIONES

- 1). Con objeto de obtener cotizaciones de varios fabricantes, el cálculo de espesores para todos los recipientes a presión se hizo considerando una eficiencia de junta básica de 80%, correspondiente a Soldadura doble a tope. Los fabricantes deberán indicar las eficiencias que puedan garantizar de acuerdo a los métodos de construcción que emplean, tomando en cuenta las especificaciones que sobre radiografiado y relevado de esfuerzos, se hagan en las solicitudes de cotización.
- 2). Aún cuando la comparación entre recipientes aislados y no aislados, para el almacenamiento de las etanolaminas, se hizo considerando las condiciones más críticas, se concluye que el uso de los tanques aislados es el más conveniente ya que aunque la inversión inicial es un poco mayor, las pérdidas de calor a la atmósfera y por tanto el consumo de vapor serán menores. Graficando el costo del vapor contra el tiempo para los dos casos, partiendo de los costos fijos, se obtienen dos rectas de las que, la correspondiente a los tanques aislados, tiene una pendiente menor. El punto en que se cruzan las dos rectas, corresponde al tiempo en el que los costos se han igualado. Este tiempo es relativamente pequeño.

3). De los tres sistemas de enfriamiento de -- oxido de etileno propuestos, el más conveniente es el enfriamiento de una porción de oxido de etileno recir culada a través de el evaporador de la unidad de refri geración.

Este sistema tiene las siguientes ventajas so bre los otros dos: Se elimina el uso de salmueras y -- sus correspondientes sistemas de bombeo, tubería y al macenamiento; Se obtienen coeficientes de transmisión de calor más altos y por tanto un area de enfriamiento menor; Se dispone de una mayor  $\Delta T$  y por tanto la can tidad de oxido de etileno recirculado es menor; La re circulación ayuda a tener una cierta agitación en la -- esfera lo cual evita la formación de polímeros.

4). Para descargar el amoniaco anhidro de los carros tanques, el método más conveniente es usando una com presora. Gracias a los análisis realizados de la opera ción es posible tener un mayor control de la misma, -- pudiendose aplicar el mismo método a problemas de des carga de algunos otros gases líquidos.

5). El cálculo de la compresora para descargar amo niaco, se hizo gráficamente con objeto de eliminar -- hasta donde sea posible, cualquier error debido a las diferentes condiciones de operación a que se sujetará.

## RECOMENDACIONES PARA EL ALMACENAMIENTO DE OXIDO DE ETILENO.

El oxido de etileno debe ser almacenado en tanques a presión, construidos todos de acero para una presión de trabajo cuando menos de 50 psig., de acuerdo con el código ASME para recipientes sujetos a presión.

Los tanques de almacenamiento deben ser protegidos mediante sistemas automáticos de esparcido de agua, de acuerdo a las especificaciones contenidas en: " National Board of Fire Under Writers' Pamphlet 15" . Asimismo los recipientes deben aislarse para ayudar a mantener seguras las condiciones del vapor y a evitar la formación de polímeros.

En todas las líneas llenas deben usarse válvulas check y válvulas de bloqueo rápido, en todas las salidas de líquido y en líneas de transferencia largas.

Las líneas y tanques de almacenamiento deben ser purgadas completamente con gas inerte, antes de ser llenados.

La presión que debe mantenerse, dentro de el tanque de almacenamiento, por medio de un gas inerte, es una función de las presiones parciales de los constituyentes de la fase vapor dentro del tanque.-

La presión ejercida por el Oxido de Etileno, se mantiene constante, controlando la temperatura, y por medio de la adición regulada de un gas inerte, hasta tener dentro de el tanque una presión total precalculada, se puede obtener una fase vapor no explosiva.

La gráfica de la figura número , muestra las presiones de operación requeridas para asegurar la formación de mezclas no explosivas, en fase vapor, de Oxido de Etileno y varios diluyentes. Por ejemplo, cuando la temperatura de el líquido dentro de el tanque sea 30°C, y se utilice metano como atmósfera inerte, será necesario tener una presión total igual a 24.5 psig. para obtener una dilución adecuada. La gráfica incluye un factor de seguridad de 10%.

Los datos de explosibilidad de Oxido de Etileno dados en la gráfica de la figura número , indican que si una mezcla gaseosa de Oxido y Metano contiene menos de 85% de Oxido de Etileno, es no explosiva. De acuerdo con el factor de seguridad, y usando metano como diluyente, solo se permitirá un contenido de Oxido de Etileno de 75%, como máximo.

La gráfica de la figura número , muestra la concentración de Oxido de Etileno en fase vapor a varias temperaturas y presiones, en presencia de gas inerte.

Estas gráficas estan basadas en la suposición de que tanto el Oxido de Etileno y los gases diluyentes siguen las leyes de los gases perfectos.

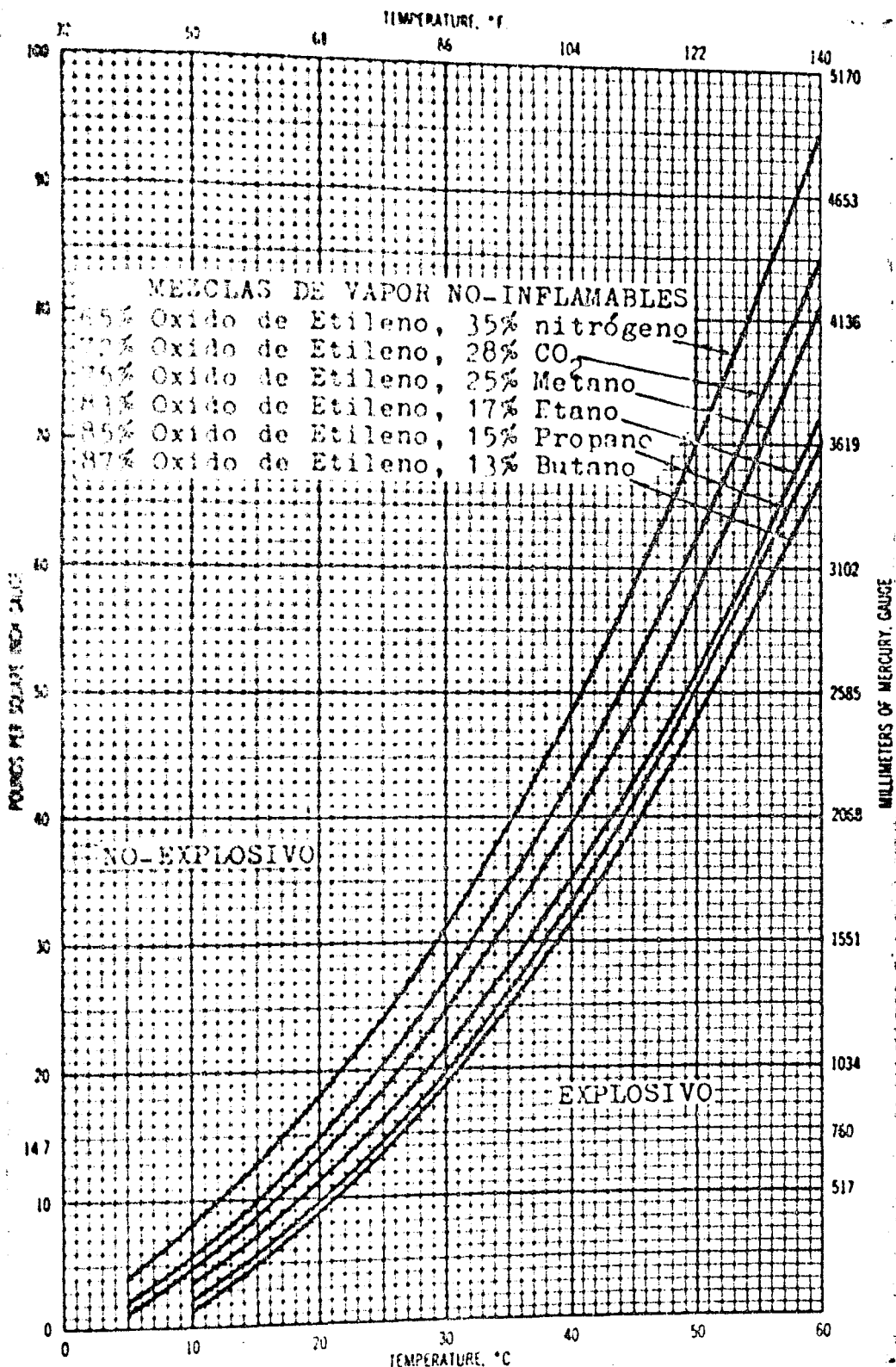
La curva de 35 psig, en la figura , indica que la concentración de Oxido de Etileno en fase vapor varía de 59 a 68 % en un rango de temperatura de 30 a 34 ° C. Si el gas usado como diluyente es metano (siendo 75% el contenido máximo seguro de Oxido de Etileno), estas condiciones de operación ( 35 psig, 30-34°C) no representan ningún peligro. Sin embargo, si se usa nitrógeno como diluyente, a una presión total de la mezcla, de 35 psig, la temperatura no deberá ser mayor de 33 °C.

Normalmente cuando se desea almacenar el Oxido de Etileno a temperatura ambiente, la presión de el gas inerte se fija en un nivel lo suficientemente alto para permitir que las condiciones de concentración sean seguras a la temperatura máxima.

Con objeto de prevenir las condiciones inseguras, conviene instalar alarmas para baja de presión y aumento excesivo de temperatura.

La concentración de Oxido de Etileno en fase vapor dentro del tanque, puede mantenerse en el nivel deseado, dependiendo de los límites seguros de la mezcla y del diluyente usado., controlando la temperatura de el líquido, la cual determina la presión de vapor de el óxido. - Esto puede lograrse mediante el uso periódico de salmuera o agua fría en un serpentín interno, o por recirculación de el Oxido de Etileno a través de un sistema de refrigeración exterior, lo cual permite mezclar el líquido

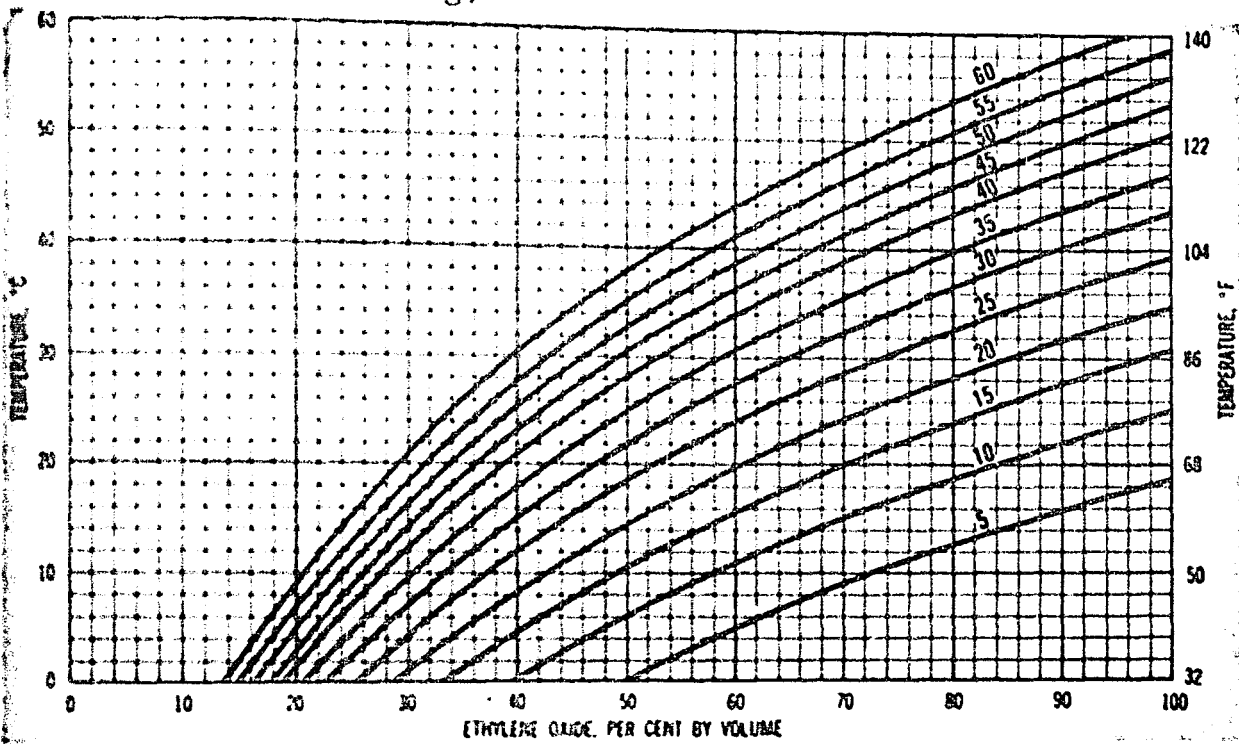




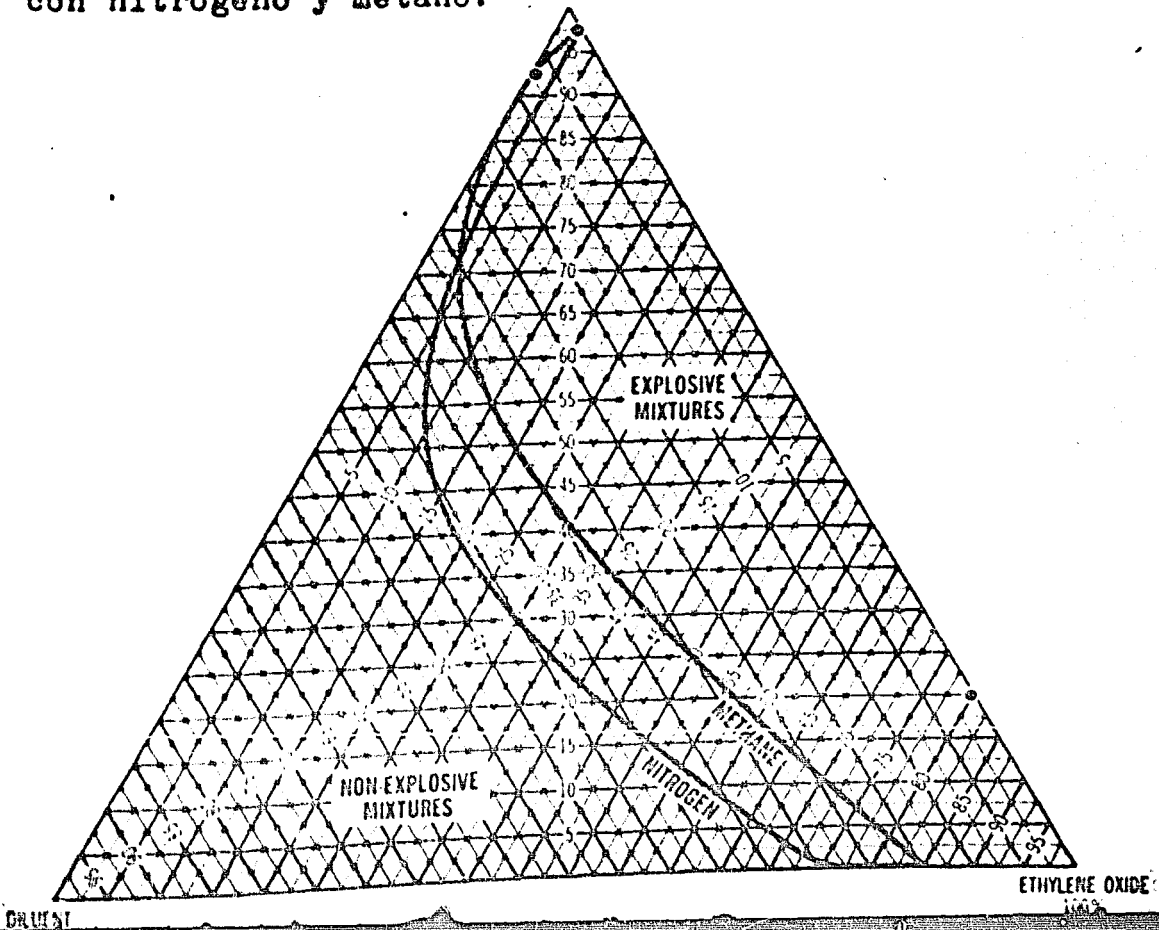
Presiones de operación mínimas, requeridas para mezclas de vapores de Oxido de Etileno y varios dilu<sup>u</sup>yentes, a varias temperaturas.

El cálculo de estas curvas incluye un factor de seguridad de 10 %.

Concentración de vapores de Oxido de Etileno en mezclas con cualquier gas inerte en equilibrio con líquido a varias temperaturas y presiones. -  
 (Presiones en Psig)



Concentraciones mínimas de Aire y Oxido de Etileno requeridas para formar mezclas explosivas con nitrógeno y metano. AIR 100%



## RECOMENDACIONES PARA EL ALMACENAMIENTO DE AMONIACO ANHIDRO

Dado que el amoniaco anhidro se volatiliza a -- temperaturas y presiones normales, debe ser almacenado bajo presión en recipientes herméticos para gas.

Los tanques de almacenamiento pueden ser cilíndricos o esféricos y si se requiere, pueden estar aislados térmicamente o aún ser refrigerados.

Los tanques deben ser diseñados para una presión de trabajo de 250 psi, y construidos de acuerdo con el código ASME - " Unfired Pressure Vessel "

Generalmente los tanques de almacenamiento deben tener una capacidad de cuando menos 13 000 galones. El tamaño de tanque más común, es una unidad con capacidad de 30,000 galones, la cual contiene aproximadamente 65 toneladas de amoniaco ( 2 1/2 carros tanque ).

Los estándares de " The Compressed Gas Association " prohíben el almacenamiento de mas de 50 000 galones de Amoniaco Anhidro en un tanque no refrigerado.

Por otra parte, la cantidad de amoniaco almacenada en un tanque, no debe exceder el 56 % de la capacidad, en peso de agua, de el tanque. Asi pues, un tanque con capacidad de 50 000 libras de agua, no debe tener mas de 28 000 libras de amoniaco almacenadas en él .

Los tanques deben estar localizados en lugares -- sombreados y además deben estar cubiertos por una super

ficie reflejante al calor para prevenir el calentamiento de su contenido por los rayos del sol. En climas cálidos, puede usarse espray de agua para enfriar la superficie exterior de el tanque.

Deben estar separados de los edificios públicos por una distancia de varios cientos de pies, y uno de otro - por lo menos por 3 pies de distancia. Deben además cercarse o protegerse de alguna manera contra daños por vehículos o personal no autorizado.

Los tanques de almacenamiento deben estar conectados eléctricamente a tierra, de preferencia en ambos extremos. Es conveniente usar resistencias abajo de 5 ohms para reducir los riesgos de la electricidad estática.

Tanques de almacenamiento no - refrigerados.

Todos los recipientes para almacenamientos de Amoníaco Anhidro no - refrigerado deben ser diseñados para una presión de trabajo de cuando menos 250 psi de acuerdo con el código ASME - " Unfired Pressure Vessel " mas reciente.

Los recipientes deben ser probados de acuerdo con los reglamentos locales e inspeccionados exteriormente - cuando menos una vez al año.

Todos los tanques de almacenamiento de Amoníaco Anhidro no - refrigerados deben estar equipados con un par de válvulas de seguridad de resorte. Estas válvulas deben calibrarse a 250 libras y conectarse de manera tal que una de ellas siempre este en servicio.

La tubería de descarga de las válvulas de seguridad debe dirigirse hacia arriba de manera que los vapores de amoníaco no se acumulen en el área del tanque. Debe estar provista además de un capuchón para impedir la entrada de agua así como un drenaje adecuado para eliminar -- cualquier líquido que se pueda acumular en ella.

Para mayor seguridad pueden emplearse discos de ruptura localizados entre la válvula de seguridad y el tanque, sin embargo no deben usarse en lugar de las válvulas de seguridad.

La medición del nivel en los tanques de almacenamiento de Amoníaco Anhidro puede hacerse mediante medidores Magnéticos o rotatorios.

Los medidores deben estar equipados con válvulas para exceso de flujo, localizadas en las conexiones superior e inferior, además deben protegerse con válvulas de bloqueo rápido.

La exactitud de los medidores debe ser  $\pm 1\%$ .

Pueden usarse también medidores de vidrio, aunque -- estos corren el peligro de romperse debido a la expansión térmica. Esta expansión puede ocasionar también lecturas erróneas.

Como una medida de seguridad, las dos válvulas de -- bloqueo rápido deben conservarse cerradas excepto durante la medición.

Cada medidor de vidrio debe estar provisto de una val --  
mediante la cual debe ser drenado después --

de cada lectura de manera que el líquido no ocupe más del 85% de la longitud del tubo. El tubo de vidrio no debe tener mas de 42 pulgadas de largo.

Las conexiones para entrada y salida de líquido son generalmente de 2 pulgadas de diámetro y pueden estar localizadas en la parte superior o en la inferior del tanque. Cuando se localizan en la parte superior las conexiones deben estar unidas a una tubería del mismo diámetro que está sumergida en el líquido hasta el fondo de el tanque. De preferencia esta línea debe terminar en un pozo de succión.

Las conexiones de vapor, son generalmente de  $1\frac{1}{2}$  a 2 pulgadas de diámetro, y se localizan en la parte superior de el tanque.

## RECOMENDACIONES PARA EL ALMACENAMIENTO DE MONO, DI Y TRIETILENGLICOLES.

Los glicoles no presentan peligro de explosión, polimerización, incendio u otros riesgos industriales. Son higroscópicos y sus presiones de vapor son relativamente bajas. Existen, sin embargo, ciertos usos que requieren protección extra, durante el manejo y almacenamiento de los glicoles, contra la contaminación por impurezas indeseables, tales como fierro, oxígeno y agua.

Los tanques de almacenamiento construidos de acuerdo a un código API-ASME reconocido y usando Acero al Carbón como material de construcción, son generalmente satisfactorios.

Los puntos de congelación relativamente bajos de los glicoles, permiten que en la mayoría de los lugares el almacenamiento se haga en exteriores.

En áreas en las que el descenso de la temperatura constituye un problema fuerte, debe considerarse la instalación de serpentines de calentamiento, de acero inoxidable, dentro de los tanques.

Los glicoles no se consideran corrosivos. En los tanques de acero al carbón, con el tiempo, la contaminación por fierro y la adquisición de color, tienden a hacerse mínimos. En los casos en los que se desea evitar la contaminación por fierro o en los

que las especificaciones con respecto a color son de primera importancia, se recomienda usar acero inoxidable o aluminio como materiales de construcción. -- Existen además gran número de recubrimientos, a base de resinas, para los tanques de acero al carbón.

Por naturaleza los glicoles son higroscópicos, característica que disminuye con el aumento en el peso molecular de los mismos.

Cuando se desea proteger a los glicoles de la humedad atmosférica, puede emplearse un desecante colocado en un tubo de venteo en forma de "U" localizado en la parte superior del tanque.

En los casos en que el aire puede ser dañino al proceso que emplea el glicol, es recomendable el uso de un colchón de gas inerte dentro de los tanques.



## RECOMENDACIONES PARA EL ALMACENAMIENTO DE MONO, DI Y TRIETANOLAMINAS.

La monoetanolamina, dietanolamina y trietanolamina, comerciales, normalmente se solidifican a la temperatura ambiente o ligeramente abajo de la temperatura ambiente. De las tres, la dietanolamina tiene el punto de congelación mas alto.

La Trietanolamina tiende a estratificarse cuando se almacena a temperaturas abajo de 15°C (60°F). Esto se debe a que normalmente contiene algo de mono y dietanolamina. Si ocurre lo anterior, puede restablecerse la homogeneidad por medio de calentamiento y agitación.

La presión de vapor de cada una de las etanolaminas es menor a un milímetro de mercurio, a 20°C.

Siendo compuestos orgánicos, pueden estar sujetos a la combustión, sin embargo no estan clasificados como inflamables por la "Interstate Commerce Commission".

Las tres etanolaminas son fuertemente higroscópicas, siendo la monoetanolamina la que presenta mas marcadamente esta característica.

Si se desea hacer minimo el contenido de agua en las etanolaminas, debe aplicarse a los tanques de almacenamiento, un colchón de gas inerte seco a unas cuantas onzas de presión.

Asimismo, si se requiere que las etanolaminas sean -incoloras, se hace necesario el uso de colchones de gas -

inerte en el almacenamiento ya que el oxígeno que pudieran absorber de la atmosfera hace que adquieran color.

Dado que las etanolaminas son básicas y por tanto reaccionan con los gases ácidos, no pueden usarse como inertes ni el bioxido de carbono, ni el gas natural que contenga ácido sulfídrico.

El uso de Nitrógeno es satisfactorio.

Las tres etanolaminas reaccionan con el cobre para formar sales complejas. Debido a esto, debe evitarse el uso de cobre y sus aleaciones en el equipo que estará en contacto con las etanolaminas o sus soluciones acuosas.

Para establecer el almacenamiento y manejo de las etanolaminas, deben tenerse en cuenta sus propiedades como solventes así como su naturaleza alcalina.

Los tanques de almacenamiento contruidos de acuerdo a un código reconocido y usando acero al carbón como material de construcción, son generalmente satisfactorios.

Con objeto de calentar las aminas, deben colocarse dentro de los tanques, serpentines de vapor con un area tal que permita calentar todo el contenido de el tanque usando vapor de baja presión. Los serpentines deben colocarse a unas 6 pulgadas arriba del fondo del tanque y deben construirse de manera tal que sea posible drenar el condensado. El material recomendado para la construco

ción de los serpentines es el Acero Inoxidable, especialmente cuando se desea que las etanolaminas no desarrollen color.

Cuando la temperatura de almacenamiento es superior a 120.F (49°C) y se desea además que las etanolaminas -- sean incoloras, el material de construcción más conveniente para todo el equipo es el acero inoxidable tipo 304 o-316. A temperaturas mayores, el Acero al carbón esta sujeto a corrosión.

Cuando se utiliza continuamente el calentamiento con vapor para evitar que se congelen las aminas, debe instalarse un regulador de temperatura que controle la entrada del vapor o la salida del condensado.

En lugares en los que la temperatura ambiente es baja, es recomendable aislar termicamente los tanques de almacenamiento.

El aislamiento del tipo esfalto-corcho, aplicado en - forma de rociado sobre la pared exterior del tanque es satisfactorio para obtener las condiciones deseadas.

Si se usa colchon de gas inerte, deben instalarse válvulas de relevo para presión y vacío, calculadas para una- capacidad adecuada.

El sistema de gas seco puede consistir en un cilindro de nitrógeno u otro gas inerte, una válvula reductora de - presión, una válvula relevadora de presión y una línea de gas en la parte superior del tanque de almacenamiento.

Los tanques de almacenamiento deben estar rodeados por diques y ademas conectados a tierra.

Oxido de Etileno:

Tanques y recipientes - Acero ASTM A-285 Grado C

Tubería - 1/2" a 12" de diámetro usar tubería de Acero, sin costura, ASTM A-106, Grado A o B  
Usar Cédula 80 para diámetros de 1/2" a 1 1/4",  
Cédula 40 para diámetros de 1 1/2" a 6" y - -  
Cédula 20 para diámetro de 8" a 12"

Accesorios para tubería - para 1/2" de diámetro: accesorios roscados, de acero forjado.

Para diámetro de 3/4" a 12" usar accesorios de acero soldables, con o sin costura

ASTM A-234 WPA, WPB, WPAW ó WPBW

Los codos deberan ser de radio largo.

Para diámetros pequeños se usan accesorios tipo socket - weld.

Injertos en tubería a fabricarse de acuerdo con ASA B 31.6, Sección 6 capítulo 5.

Los tramos de tubería soldados deben constituir secciones bridadas para facilitar mantenimiento.

Válvulas - libraje 150 psig.

a) Bloqueo - válvulas de compuerta, de acero.

Para 1/2" de diámetro: Vogt 5-9853 conexiones roscadas o Powell 2491 conexiones bridadas ( de acero inoxidable) o equivalentes.

Para diámetros de 3/4" a 12" : Powell 1503 -

P - 140 conexiones bridadas, o equivalente.

b) Control - válvulas de globo, todas de acero  
Para 1/2" de diámetro: Vog T 3243 conexiones ros  
cadas, o equivalente.

De 3/4" a 10" de diámetro: Powell 1531-P-140  
conexiones bridadas, o equivalente.

c) Check - todas de acero

Para 1/2" de diámetro: Vogt 9093 conexiones ros  
cadas, o equivalente.

De 3/4" a 8" de diámetro - Powell 1561-P-140 co  
nexiones bridadas o equivalente.

Medidor de nivel.- Indicador de presión diferencial, uti  
liza un sistema de manómetro para detectar e in  
dicar el nivel de líquido mediante la medición-  
de la diferencia de presión entre el fondo del  
recipiente y el espacio de vapor sobre el líqui  
do.

Se recomienda el uso de una celda de presión di  
ferencial, de acero, tipo Foxboro 27-2000 # o -  
equivalente.

Válvulas de Seguridad - Libraje: 150 psig. Crosby JO o -  
equivalentes, de acero con boquilla y disco de-  
acero inoxidable.

Capacidad y ajuste a determinarse por requeri -  
mientos del código y diseño del recipiente.

Empaques tubería - Empaque "Flexitallio CG con cubierta de acero inoxidable tipo 304 e interior de - "Teflón", o equivalente.

Sellador tubería roscada - Johns - Manville "Plastiseal" o equivalente.

Empaque vástago válvulas - Teflón

Bombas - Las bombas deben estar construidas de acero co lado para una presión de trabajo mínima de - 300 psi.

Los empaques deben ser de fierro suave o de- cubierta espiral de acero inoxidable tipo 304 con interior de Teflón.

Las bombas centrífugas para servicio continuo deben equiparse con doble sello mecánico, usando aceite lubricante entre los sellos.

En servicio intermitente, las bombas centrifugas o reciprocantes, deben empacarse con Garlock 5733 o equivalente de Teflón trenzado o- moldeado, impregnado con mica o aceite blanco.

Medidores de Presión: "Ashcroft" 1279-R o equivalente.

Rango de 0 a 100 psig. Elemento tipo bourdón de acero al cromo-niquel tipo 316.

Regulador de presión de Nitrógeno: Fisher Governor - Company tipo 630 o equivalente. Cuerpo de acero, caja de diafragma de fierro colado, orificio de acero inoxidable.



## AMONIACO ANHIDRO

Tubería: De preferencia toda la tubería deberá ser de Acero, sin costura, cédula 80. Puede usarse tubería de Cédula 40 siempre y cuando las juntas se hagan soldadas o por medio de bridas soldadas. Cuando se haga necesario el empleo de conexiones roscadas, deberá usarse unicamente tubería cédula 80. Para las conexiones roscadas deben usarse selladores a base de glicerina - litargirio o aceite de linaza - plomo blanco. También pueden emplearse preparaciones comerciales a base de plomo y compuestos plásticos.

Nunca deberá usarse tubería galvanizada o de fierro colado.

Las tuberías deben ser lo mas cortas que sea posible, con un mínimo de deflexiones en las que se pudieran acumular el amoniaco.

En tramos de tubería para amoniaco líquido que de -- alguna manera pueden quedar aislados, como entre dos válvulas, deben instalarse válvulas de relevo. Estas válvulas se ajustan generalmente para relevar a una presión de 250 psig.

Bridas: Tipo "Tongue and groove" para amoniaco. Para -- tubería de menos de 1" de diámetro se usan bridas de 2 pernos, clase 2000 # o para menos de 1/2" de diámetro en clase 6000 # . Arriba de estos diámetros, deben usarse bridas de 4 pernos. Si se utilizan bridas ordinarias, deberán--

ser por lo menos de 4 pernos, sea cual sea el diámetro de la tubería.

**Válvulas:** Las válvulas de bloqueo, de relevo y las reductoras de presión, deben ser hechas especialmente para manejar amoniaco a una presión de trabajo de 250 psig. Estas válvulas difieren de los accesorios convencionales, en que son fabricadas de fierro negro o acero forjado, en tipo extra pesado.

Los asientos de las válvulas deben ser de Monel. Nunca debe emplearse cobre o aleaciones de cobre para los accesorios o asientos de las válvulas.

**Mangueras:** Las mangueras deben ser diseñadas especialmente para manejar amoniaco anhidro. Las mangueras para descarga están construidas generalmente con 10 capas de hule, reforzadas con algodón y una malla de acero. Estas mangueras tienen presión de trabajo de 350 psig y una presión de rompimiento de 1400 psi.

Las conexiones de las mangueras deben ser todas de fierro.

**Material Eléctrico:** Todo el material y motores eléctricos usados cerca de vapores de amoniaco deberá ser a prueba de vapor o a prueba de chispa. Se recomienda el uso de Switches Clase I, Grupo "D", motores completamente cerrados y enfriados por ventilador y alumbrado a prueba de vapores.

**Empaques:** Para manejo de amoniaco anhidro se usan general-

mente de hule duro y asbesto. Para aplica-

ciones especiales, tales como el empaçado de bridas en las que el empaque se coloca en surcos, puede emplearse plomo. También puede usarse aluminio para empaçar bridas de cara plana y de surco.

El Teflón también puede usarse como material de empaque.

La mayoría de hules naturales y sintéticos son atacados por el amoniaco..

Compresores: En general, el uso de un compresor de amoniaco de 4 toneladas de refrigeración es satisfactorio. Un compresor típico de estas características está accionado por un motor de 5 HP a 1800 RPM. Tiene un desplazamiento de aproximadamente  $15 \text{ ft}^3/\text{min}$ . a 650 RPM.

Para asegurar que los materiales de construcción del compresor sean adecuados, debe especificarse que será usado para manejar amoniaco anhidro.

## ETILENGLICOLES:

Para el manejo de los glicoles se recomienda el uso de bombas centrífugas o rotatorias, construidas de hierro colado, con flechas e impulsores de acero inoxidable. Los empaques mas convenientes son los de asbesto impregnados con grafito. Debe evitarse el uso de empaques de hule o recubiertos de hule.

Los selladores para tubería constituidos por plomo blanco o glicerina son generalmente satisfactorios.

Los glicoles son muy penetrantes, por lo que -- pueden presentarse fugas en sistemas que ya han sido probados hidrostáticamente.

## ETANOLAMINAS:

**Tubería:** De preferencia no menor de 2" de diámetro, construida de acero al carbón, uniones bridadas o soldadas. El uso de conexiones roscadas no es muy conveniente debido a que las etanolaminas penetran los selladores de tubería convencionales.

Para las conexiones bridadas se recomienda el uso de empaques tipo U.S. Rubber 899 o equivalente.

Si la temperatura ambiente es baja, las tuberías deben estar aisladas y provistas de venas de vapor para su calentamiento.

El calentamiento mediante venas de vapor puede lograrse fijando tubería de cobre, aproximadamente de 3/8" de diámetro, a la parte inferior de la línea de producto, aislando las tuberías, e introduciendo vapor de baja presión a través de el tubo de cobre.

Las mangueras deberán ser de acero inoxidable ya que las de hule sufren deterioro por las etanolaminas.

Las tuberías y bombas pueden estar conectadas al sistema de gas inerte de manera tal que sea posible desalojar a las etanolaminas de las líneas, cuando se presente un periodo largo de retención.

**Bombas:** Para manejar las etanolaminas pueden usarse bombas centrífugas o rotatorias construidas totalmente de fierro. Si se emplean bombas rotatorias, deben equiparse con baleros lubricados exteriormente.

## ETANOLAMINAS:

**Tubería:** De preferencia no menor de 2" de diámetro, construida de acero al carbón, uniones bridadas o soldadas. El uso de conexiones roscadas no es muy conveniente debido a que las etanolaminas penetran los selladores de tubería convencionales.

Para las conexiones bridadas se recomienda el uso de empaques tipo U.S. Rubber 899 o equivalente.

Si la temperatura ambiente es baja, las tuberías deben estar aisladas y provistas de venas de vapor para su calentamiento.

El calentamiento mediante venas de vapor puede lograrse fijando tubería de cobre, aproximadamente de 3/8" de diámetro, a la parte inferior de la línea de producto, aislando las tuberías, e introduciendo vapor de baja presión a través de el tubo de cobre.

Las mangueras deberán ser de acero inoxidable ya que las de hule sufren deterioro por las etanolaminas.

Las tuberías y bombas pueden estar conectadas al sistema de gas inerte de manera tal que sea posible desalojar a las etanolaminas de las líneas, cuando se presente un periodo largo de retención.

**Bombas:** Para manejar las etanolaminas pueden usarse bombas centrífugas o rotatorias construidas totalmente de fierro. Si se emplean bombas rotatorias, deben ser lubricadas con baleros lubricados exteriormente.

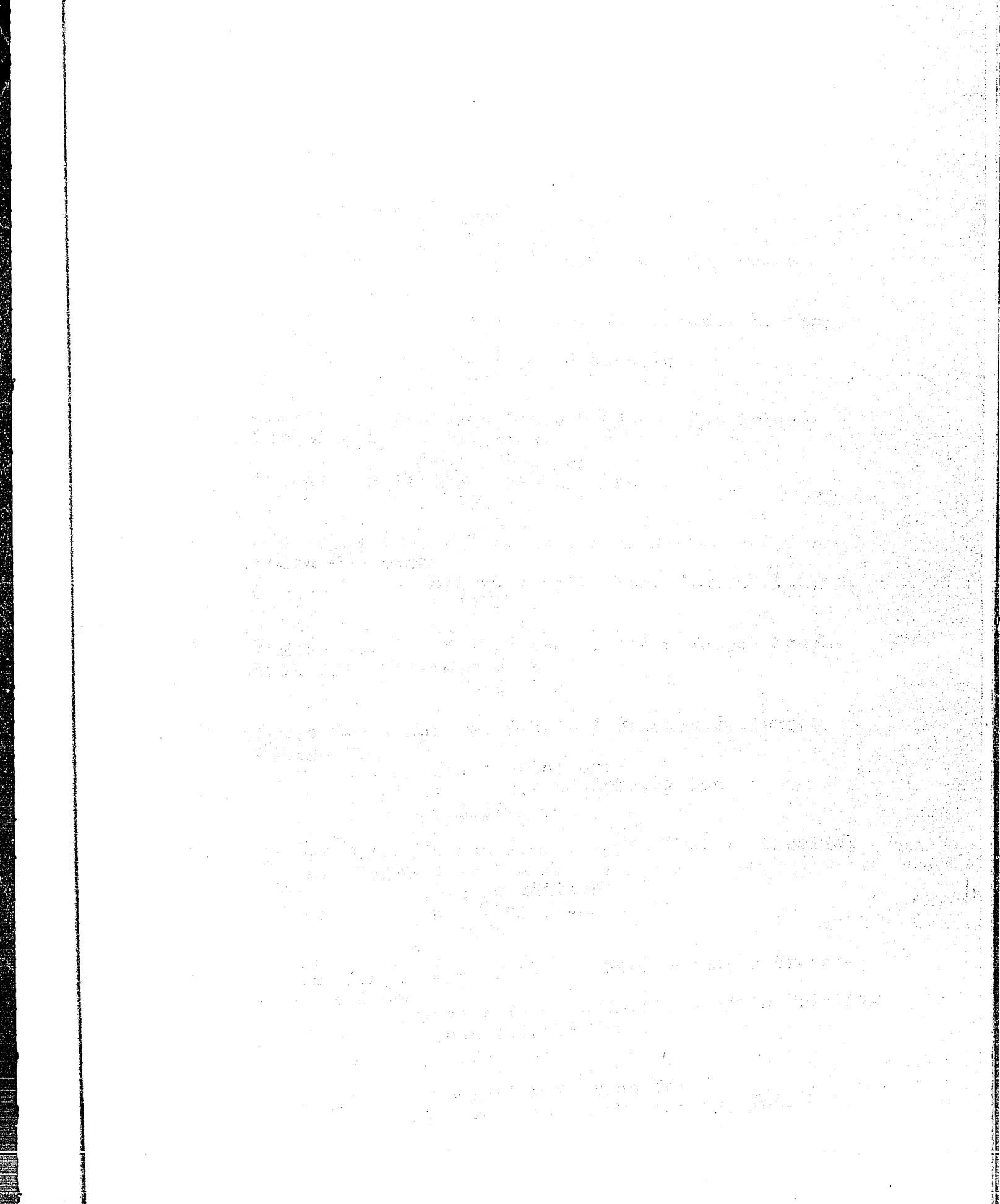
9 o equivalente.

Los empaques más convenientes para las bombas (cuando se necesitan) son tipo Garlock 234, Garlock 239 o equivalente.

Cuando las bombas esten expuestas al frio es conveniente procurar algún medio de calentamiento, - ya sea aplicando vapor vivo sobre las bombas sin aislar o por medio de venas de vapor cubriendo todo el cuerpo de las bombas y aislando el equipo.

Filtros: Filtros "Y" con tamiz de acero inoxidable de 150 - 200 mallas., o filtros comerciales de tela de algodón de 12 oz o más.

No es conveniente el uso de lana y fibras sintéticas como medio filtrante.





Bibliografia:

- 1) ASME - " Unfired Pressure Vessels"  
Section VIII  
The American Society of Mechanical Engineers  
1959
- 2) Brownell LI. E., Young E.H. - " Process Equipment  
Design "  
John Wiley & Sons Inc.  
1959
- 3) Clarke L., Davidson R.L. - " Manual for Process  
Engineering Calculations "  
Second Edition  
McGraw - Hill Book Company, Inc.  
1962
- 4) Considine D.M. - " Process Instruments and Con -  
trols Handbook "  
McGraw - Hill Book Company Inc.  
1957
- 5) Fogles No. 1 - " Tank and Pressure Vessel Hand -  
book for ASME code U 69  
1959
- 6) Hesse H.C., Rushton J.H. - " Process Equipment -  
Design "  
Ninth Printing  
D. Van Nostrand Company Inc.  
1962
- 7) Hougen O.A., Watson K.M., Ragatz R.A. - "Chemical  
Process Principles " - Part I  
Second Edition  
John Wiley & Sons, Inc.  
1958
- 8) Keenan J.H., Keyes F.G. - " Thermodynamic Proper -  
ties of Steam "  
First Edition - Thirty - Fifth Printing  
John Wiley & Sons, Inc.  
1963
- 9) Kern D.Q. - " Process Heat Transfer "  
McGraw - Hill Book Company, Inc.  
1950

- 10) Ludwig E.E. - " Applied Process Design for chemical  
and Petrochemical Plants "  
Volume 1  
Gulf Publishing Company  
1964
- 11) Ludwig E.E. - " Applied Process Design for chemical  
and Petrochemical Plants "  
Volume 3  
Gulf Publishing Company  
1965
- 12) Perry J.H. - " Chemical Engineers' Handbook "  
Fourth Edition  
McGraw - Hill Book Company Inc  
1963
- 13) Sparks N.R., Dillio - " Mechanical Refrigeration "  
Second Edition  
McGraw - Hill Book Company, Inc.  
1959
- 14) Vilbrandt F.C., Dryden C.E. - " Chemical Engineering  
Plant Design "  
Fourth Edition  
McGraw - Hill Book Company, Inc.

Información Técnica:

- 1) "Alkanolamines and Morpholines "  
Union Carbide Chemicals Company  
F - 40332 A  
1960
- 2) "Ammonia - Anhydrous And Aqueous  
The Dow Chemical Company  
Form No. 123 - 65 - 64
- 3) "Ethylene Oxide "  
Technical Bulletin  
Jefferson Chemical Company, Inc.  
1956
- 4) " Ethylene Oxide - Storage and Handling "  
Union Carbide Chemicals Company  
F - 7618 D  
1961
- 5) " Flow of Fluids Through Valves Fittings, and  
Pipe "  
CRANE                      Technical Paper No. 410-  
Crane Co.  
1957
- 6) "Mono, Di, Tri, Etanolamines "  
Technical Brochure  
Jefferson Chemical Company Inc.  
JO - 060 - 5 - 1 - 61
- 7) " Mono, Di, Tri, Tetra, Ethylene Glycol "  
Technical Bulletin  
Jefferson Chemical Company Inc.

Articulos Revistas:

- 1) " Estimate Physical Properties Accuarately "  
Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner  
Ag. '64 , V.43 No. 8 pg 127
- 2) " Graphs Speed Evaluation of Condensing --  
and Boiling Coefficients of Heat Transfer "  
Ning Hsing Chen  
Chemical Engineering  
March 9, 1959 pg. 141 - 146
- 3) " Physical Properties of Hydrocarbons - C<sub>2</sub>-C<sub>4</sub>  
Oxides " - Gallant R. W.  
Hydrocarbon Processing & Petroleum  
Refiner  
March '67 , V.46 No. 3 Pg. 143 - 150
- 4) " Physical Properties of Hydrocarbons -  
Ethylene Glycols " - Gallant R.W.  
Hydrocarbon Procesing & Petroleum Refiner.  
Apr. '67, V. 46 No. 4 pg. 183 - 196
- 5) Short - Cut nomograms for Natural Convection  
Coefficients " - Abe Devore.  
Hydrocarbon Processing & Petroleum Refiner  
Dec. '63 , V. 42 No. 12 pg 109 - 114

Tesis:

- 1) F. Mayo Cedeño - " Diseño y Procesos Industriales de Fabricación para tanques de Almacenamiento y - Recipientes de Presión "

Tesis Profesional

Escuela Superior de Ingeniería Mecánica y Eléctrica  
- IPN

1966

---

Doormann M. C. - "Método de Cálculo Manual para Descarga de Carro Tanque por medio de Compresora"