



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

NORMALIZACION DE EQUIPO DE PLANTAS DE
ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE
AMONIACO REFRIGERADO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

Benito J ú Chang



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

CAPÍTULO	PÁGINA
I.- INTRODUCCIÓN	1
II.- BASES DE DISEÑO	3
III.- CÁLCULO Y ESPECIFICACIÓN DE EQUIPO	7
IV.- COSTOS	101
V.- CONCLUSIONES	107
VI.- BIBLIOGRAFÍA	109

I.- INTRODUCCIÓN.

I.- INTRODUCCIÓN.

EL AMONIACO ES EL PRODUCTO INORGÁNICO DE MAYOR PRODUCCIÓN MUNDIAL INMEDIATAMENTE DESPUÉS DEL ÁCIDO SULFÚRICO, EL 80 % DE SU PRODUCCIÓN SE DESTINA A LA FABRICACIÓN DE FERTILIZANTES, YA SEA COMO NITRATO DE AMONIO, FOSFATOS DE AMONIO, UREA O BIEN COMO AMONIACO ANHIDRO, EL 20 % RESTANTE SE UTILIZA COMO MATERIA PRIMA EN LA PRODUCCIÓN DE PLÁSTICOS, RESINAS, FIBRAS, EXPLOSIVOS Y OTROS PRODUCTOS EN MENOR PROPORCIÓN.

DE ESTA BREVE DESCRIPCIÓN, PUEDE INFERIRSE LA IMPORTANCIA QUE EL AMONIACO TIENE EN NUESTRO PAÍS PARA SU DESARROLLO AGRÍCOLA E INDUSTRIAL.

EN MÉXICO, PETRÓLEOS MEXICANOS ES EL PRODUCTOR EXCLUSIVO DE AMONIACO. PARA SU MANEJO, SE REQUIERE DE LAS PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO, QUE SON LAS TERMINALES DE LA RED DE DISTRIBUCIÓN DE ESTE PRODUCTO A LOS PRINCIPALES CENTROS DE CONSUMO DEL MISMO.

DE LAS PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO SE PUEDEN DISTINGUIR DOS TIPOS: LAS QUE LO ALMACENAN A TEMPERATURA AMBIENTE Y A ALTAS PRESIONES Y LAS QUE LO ALMACENAN A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y TEMPERATURAS BAJAS.

PETRÓLEOS MEXICANOS HA PLANEADO LA CONSTRUCCIÓN DE VARIAS TERMINALES DE ESTE TIPO PARA INTEGRAR

LA RED DE DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO Y LOGRAR EL SUMINISTRO SUFICIENTE Y OPORTUNO A LOS DIFERENTES CONSUMIDORES.

CONTEMPLANDO ESTA NECESIDAD, ESTA TESIS PROPONE LA NORMALIZACIÓN DEL EQUIPO INTEGRAL DE LAS PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO REFRIGERADO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

LA NORMALIZACIÓN CONSISTIRÁ EN CALCULAR Y ESPECIFICAR EL EQUIPO TAL QUE PUEDA LLENAR LOS REQUERIMIENTOS DE PLANTAS DE ESTE TIPO, DE DIFERENTES CAPACIDADES USUALES, ADEMÁS DE OFRECER CIERTA FLEXIBILIDAD, QUE PUEDAN SER OPERADAS PARA LOS DIFERENTES CASOS DE ENVÍO Y RECIBO A PRESENTARSE, DENTRO DE UN RANGO DE CONDICIONES AMBIENTALES COMÚN A LAS LOCALIDADES EN QUE SE PLANEE ESTABLECER LAS TERMINALES.

A PARTIR DE ESTO Y DE LAS BASES DE DISEÑO, SE PROCEDERÁ A CALCULAR Y ESPECIFICAR EL EQUIPO PRINCIPAL DE LA PLANTA, SE PRESENTARÁN LAS HOJAS DE DATOS CORRESPONDIENTES A LOS EQUIPOS NORMALIZADOS, ASÍ COMO TAMBIÉN UN ESTIMADO DEL COSTO DE ELLOS.

II.- BASES DE DISEÑO.

II.- BASES DE DISEÑO.

A) GENERALIDADES.

LA PLANTA, COMO SU NOMBRE LO INDICA TIENE LAS FUNCIONES DE ALMACENAR, RECIBIR Y DISTRIBUIR AMONÍACO LICUADO.

EL ALMACENAMIENTO TIENE LUGAR EN UN TANQUE REFRIGERADO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA, Y EL AMONÍACO SE ENCUENTRA EN ÉSTE COMO LÍQUIDO SATURADO Y A UNA TEMPERATURA MÁS BAJA QUE LA TEMPERATURA AMBIENTE, DEBIDO A ESTO, OCURRE INTERCAMBIO DE CALOR CON EL MEDIO Y EL LÍQUIDO AL ABSORBER CIERTA CANTIDAD DE ENERGÍA, LIBERA VAPORES, LOS CUALES, PARA MANTENER EL EQUILIBRIO, ES NECESARIO COMPRIMIR Y CONDENSAR PARA POSTERIORMENTE RETORNARSE AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

ADÉMÁS DE ESTOS VAPORES, TAMBIÉN PUEDEN ORIGINARSE POR CAMBIOS EN LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

DESDE AQUÍ, PUEDEN DISTINGUIRSE DOS SECCIONES EN LAS PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN: EL SISTEMA QUE MANEJA LOS VAPORES FORMADOS POR RESIDENCIA DEL LÍQUIDO SATURADO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO, QUE SE HAN MENCIONADO ANTERIORMENTE Y QUE DE AHORA EN ADELANTE DENOMINAREMOS COMO "SISTEMA RETENCIÓN" Y EL SISTEMA QUE MANEJA LOS VAPORES FORMADOS -

DEBIDO A LAS OPERACIONES DE RECIBO Y ENVÍO AL CUAL -
DENOMINAREMOS EN LO SUBSECUENTE COMO "SISTEMA LLENADO".

SE TOMARÁ EN CUENTA PARA EL DISEÑO DE LA ---
PLANTA QUE SE TENDRÁ RECIBO DE CARGA DE BARCOS (CARGA
FRÍA) O RECIBO DE CARGA POR TUBERÍAS (CARGA CALIENTE).

Y SE HARÁ DISTRIBUCIÓN A BARCOS (EXCEPTO --
CUANDO SE HAYA RECIBIDO CARGA FRÍA), A TUBERÍAS O A -
LLENADERAS DE CARROS TANQUE.

B) ESPECIFICACIONES DE RECIBO Y ENVÍO.

- COMPOSICIÓN:

NH ₃	99,5 % EN PESO (MÍNIMO)
H ₂ O	0,5 % EN PESO (MÁXIMO)
ACEITE	10 PPM POR PESO (MÁXIMO)

- RECIBO:

DE BARCOS: A -28 °F Y 150 PSIG (RECIBO FRÍO)

5000 TON/DÍA

7500 "

10000 "

12500 "

15000 "

DE TUBERÍAS: A 100 °F Y 300 PSIG (RECIBO CALIENTE)

1500 TON/DÍA

2500 "

3000 "

4000 "

- Envíos:

A BARCOS: A -28 °F Y 100 PSIG

2500 GPM

3500 "

5000 "

A LLENADERAS: A 40 °F Y 262 PSIA

350 GPM (DOS LLENADERAS)

A TUBERÍAS: A 40 °F Y 262 PSIA,

1500 TON/DÍA

3000 "

5000 " ;

c) CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS:

TEMPERATURA AMBIENTE: 113 °F

PRESIÓN ATMOSFÉRICA: 14,7 PSIA

VELOCIDAD DEL VIENTO: 18,2 FT/SEG.

D) SERVICIOS AUXILIARES.

- AGUA DE ENFRIAMIENTO.

PRESIÓN DE SUMINISTRO:	43 PSIG
TEMPERATURA MÁXIMA:	90 °F
TEMPERATURA DE RETORNO:	104 °F

- ACEITE DE CALENTAMIENTO.

TURBOSINA

PESO ESPECÍFICO	57 °API
VISCOSIDAD A 100 °F	0.7 CSTOKES
CAPACIDAD CALORÍFICA	0.5 CAL/G °C
PRESIÓN DE VAPOR A 100 °F	3 PSIA
TEMPERATURA DE SUMINISTRO	100 °F
TEMPERATURA DE RETORNO	40 °F
PRESIÓN DE SUMINISTRO	50 PSIG.

- ELECTRICIDAD.

4160 VOLT
3 FASES
60 HZ.

III.- CÁLCULO Y ESPECIFICACIÓN DE EQUIPO.

III.- CÁLCULO Y ESPECIFICACIÓN DE EQUIPO.

A) DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

EL AMONIACO SE ALMACENA COMO LÍQUIDO SATURADO A PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y A UNA TEMPERATURA DE -28°F . EL TANQUE YA HA SIDO NORMALIZADO Y TIENE UNA CAPACIDAD PARA ALMACENAR 20 000 TON DE AMONIACO A LAS CONDICIONES YA MENCIONADAS.

LOS VAPORES DESPRENDIDOS EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO SALEN DE ÉSTE HACIA LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN PASANDO POR EL TANQUE DE SUCCIÓN. ESTE, ADEMÁS DE TENER LA FUNCIÓN DE SEPARADOR DE CONDENSADOS, ACTÚA COMO AMORTIGUADOR DE PULSACIONES CON EL FIN DE PREVENIR PROBLEMAS EN EL SISTEMA DE COMPRESIÓN. EN LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN LA PRESIÓN SE ELEVA A 66,26 PSIA Y LA TEMPERATURA DE SALIDA ES DE 163°F .

ESTOS VAPORES PASAN A ENFRIARSE AL SEPARADOR DE INTERPASOS HASTA UNA TEMPERATURA DE 34°F CONTRA LA CORRIENTE CONDENSADA DE LOS VAPORES COMPRIMIDOS EN LA SEGUNDA ETAPA.

DE AQUÍ, LOS VAPORES PASAN A LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESIÓN DONDE LA PRESIÓN ALCANZA LOS

254 PSIA Y UNA TEMPERATURA DE 218 °F, ENSEGUIDA, PASAN A UN CONDENSADOR EN DONDE INTERCAMBIAN CALOR CONTRA -- AGUA DE ENFRIAMIENTO Y DE AQUÍ PASAN A UN ACUMULADOR -- FINAL, DE DONDE EL CONDENSADO SE DESPLAZA POR PRESIÓN HACIA EL SEPARADOR DE INTERPASOS Y ENFRÍA LA CORRIENTE DE VAPORES QUE VIENE DE LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN.

DEL SEPARADOR DE INTERPASOS SE DESCARGA LA CO RRIENTE LÍQUIDA POR EL FONDO Y SE RETORNA AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

LOS SISTEMAS LLENADO Y RETENCIÓN OPERAN CON -- EL MISMO PROCESO, LA DIFERENCIA ES LA MAGNITUD DE LAS -- CAPACIDADES DE LOS EQUIPOS, QUE EN EL SISTEMA RETENCIÓN SON MENORES QUE EN EL SISTEMA LLENADO. ADEMÁS, EN EL -- SISTEMA RETENCIÓN, LA CORRIENTE QUE RETORNA AL TANQUE -- DE ALMACENAMIENTO, SE UTILIZA PARA CALENTAR Y EVAPORAR LOS POSIBLES CONDENSADOS QUE SE HUBIERAN FORMADO EN EL TANQUE DE SUCCIÓN.

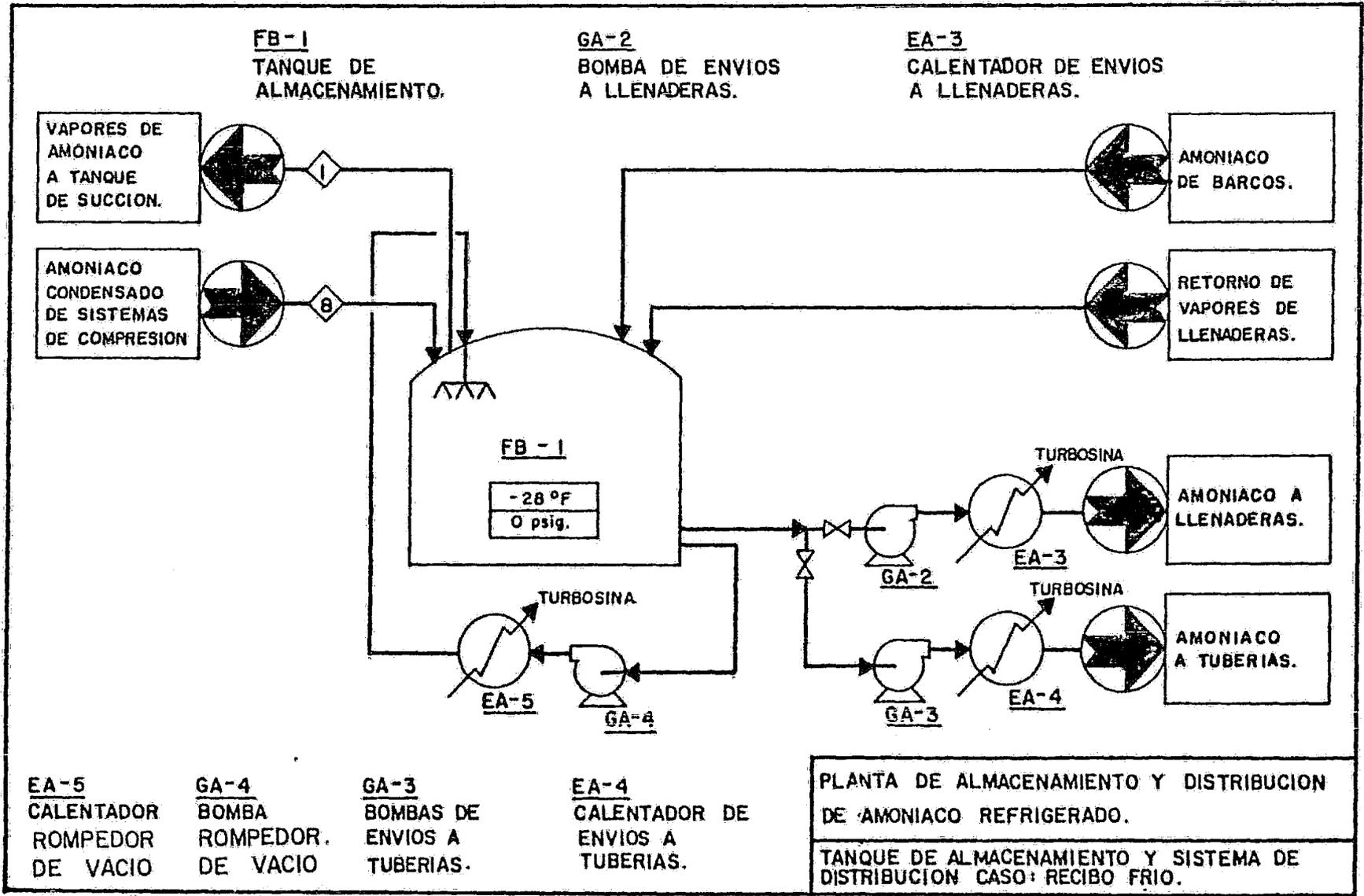
SE CUENTA ADEMÁS, CON UN SISTEMA DE SEGURIDAD CONSTITUÍDO POR LA BOMBA Y EL CALENTADOR ROMPEDORES DE VACÍO. LA BOMBA EXTRAE LÍQUIDO DEL TANQUE DE ALMACENA-- MIENTO Y LO RETORNA A ÉL MISMO POR LOS DOMOS, MANTENIEN DO UN FLUJO CONSTANTE Y EL CALENTADOR SE ENCUENTRA ENSE GUIDA DE LA BOMBA, DE TAL MANERA, QUE CUANDO QUE CUANDO LA PRESIÓN CAE EN EL INTERIOR DEL TANQUE DE ALMACENA--- MIENTO, SE HACE PASAR ACEITE DE CALENTAMIENTO POR EL CA LENTADOR, HACIENDO QUE EL LÍQUIDO QUE RETORNA AL TANQUE

SE EVAPORE, COMPENSANDO ASÍ, EL EFECTO DE VACÍO PROVOCADO EN EL INTERIOR DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

EN LAS SIGUIENTES HOJAS, PUEDEN APRECIARSE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO CORRESPONDIENTES A LAS SECCIONES TÍPICAS DE UNA PLANTA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONÍACO REFRIGERADO, PARA LOS CASOS DE RECEPCIÓN Y ENVÍO CONTEMPLADOS POR LAS BASES DE DISEÑO.

LISTA DE EQUIPO

FB-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO
FA-1	TANQUE DE SUCCIÓN
FA-2	TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS LLENADO
FA-3	TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RETENCIÓN
FA-4	TANQUE ACUMULADOR FINAL LLENADO
FA-5	TANQUE ACUMULADOR FINAL RETENCIÓN
GB-1	COMPRESOR LLENADO
GB-2	COMPRESOR RETENCIÓN
EA-1	CONDENSADOR FINAL LLENADO
EA-2	CONDENSADOR FINAL RETENCIÓN
EA-3	CALENTADOR DE ENVÍOS A LLENADERAS
EA-4	CALENTADOR DE ENVÍOS A TUBERÍAS
EA-5	CALENTADOR ROMPEDOR DE VACÍO
GA-1	BOMBA DE ENVÍOS A BARCOS
GA-2	BOMBA DE ENVÍOS A LLENADERAS
GA-3	BOMBA DE ENVÍOS A TUBERÍAS
GA-4	BOMBA ROMPEDOR DE VACÍO



FB-1
TANQUE DE
ALMACENAMIENTO.

GA-2
BOMBA DE ENVIOS
A LLENADERAS.

EA-3
CALENTADOR DE ENVIOS
A LLENADERAS.

VAPORES DE
 AMONIACO
 A TANQUE
 DE SUCCION.

AMONIACO
 DE BARCOS.

AMONIACO
 CONDENSADO
 DE SISTEMAS
 DE COMPRESION

RETORNO DE
 VAPORES DE
 LLENADERAS.

FB - 1
 -28 °F
 0 psig.

AMONIACO A
 LLENADERAS.

TURBOSINA
EA-5
GA-4

TURBOSINA
EA-3
GA-2

TURBOSINA
EA-4
GA-3
 AMONIACO
 A TUBERIAS.

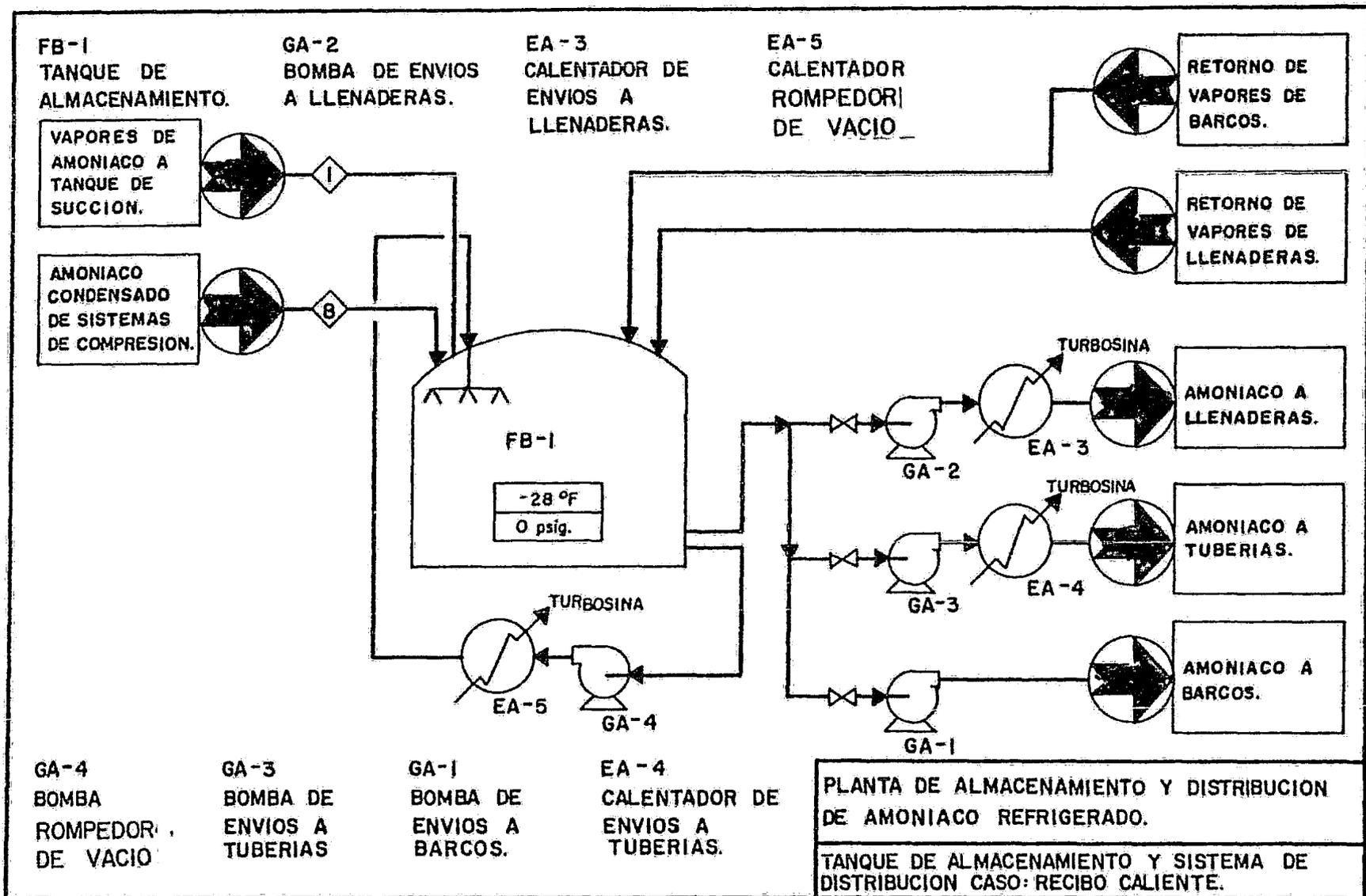
EA-5
CALENTADOR
ROMPEDOR
DE VACIO

GA-4
BOMBA
ROMPEDOR.
DE VACIO

GA-3
BOMBAS DE
ENVIOS A
TUBERIAS.

EA-4
CALENTADOR DE
ENVIOS A
TUBERIAS.

PLANTA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION
DE AMONIACO REFRIGERADO.
TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y SISTEMA DE
DISTRIBUCION CASO: RECIBO FRIO.



FB-1
TANQUE DE
ALMACENAMIENTO.

GA-2
BOMBA DE ENVIOS
A LLENADERAS.

EA-3
CALENTADOR DE
ENVIOS A
LLENADERAS.

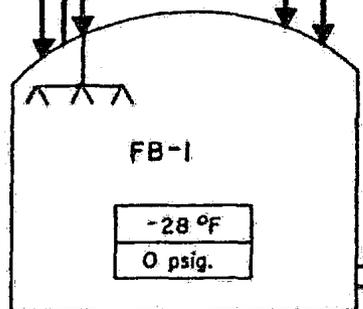
EA-5
CALENTADOR
ROMPEDOR
DE VACIO

RETORNO DE
VAPORES DE
BARCOS.

RETORNO DE
VAPORES DE
LLENADERAS.

VAPORES DE
AMONIACO A
TANQUE DE
SUCCION.

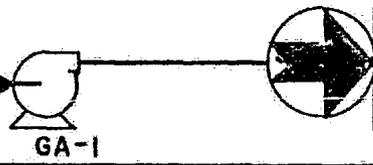
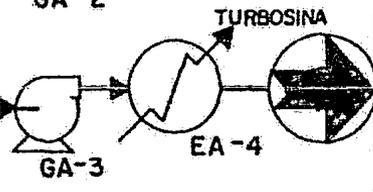
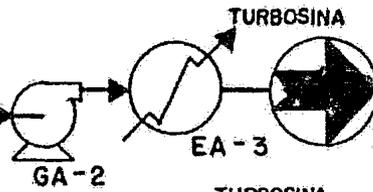
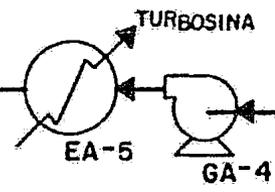
AMONIACO
CONDENSADO
DE SISTEMAS
DE COMPRESION.



AMONIACO A
LLENADERAS.

AMONIACO A
TUBERIAS.

AMONIACO A
BARCOS.



GA-4
BOMBA
ROMPEDOR
DE VACIO

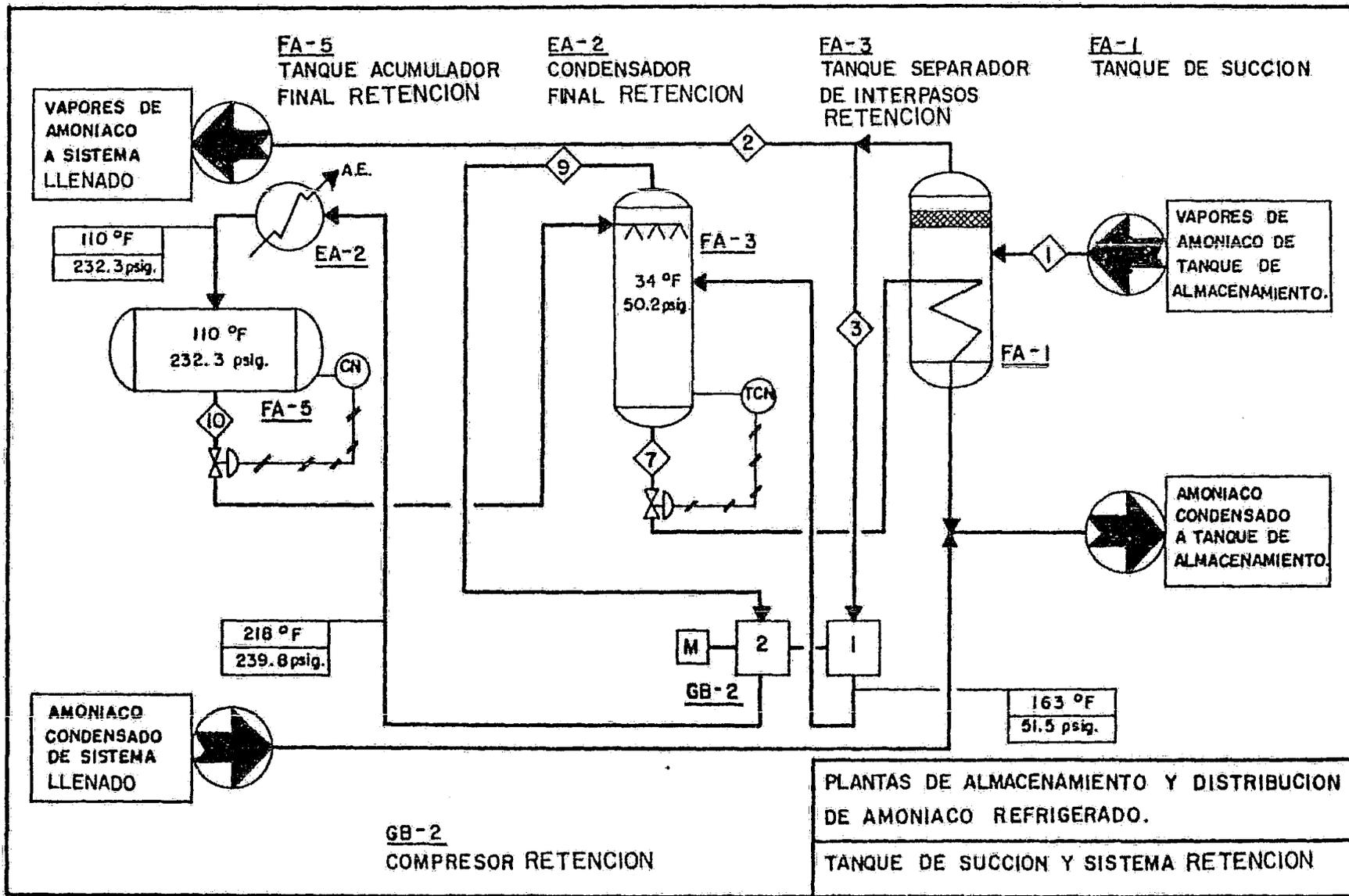
GA-3
BOMBA DE
ENVIOS A
TUBERIAS

GA-1
BOMBA DE
ENVIOS A
BARCOS.

EA-4
CALENTADOR DE
ENVIOS A
TUBERIAS.

PLANTA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION
DE AMONIACO REFRIGERADO.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO Y SISTEMA DE
DISTRIBUCION CASO: RECIBO CALIENTE.



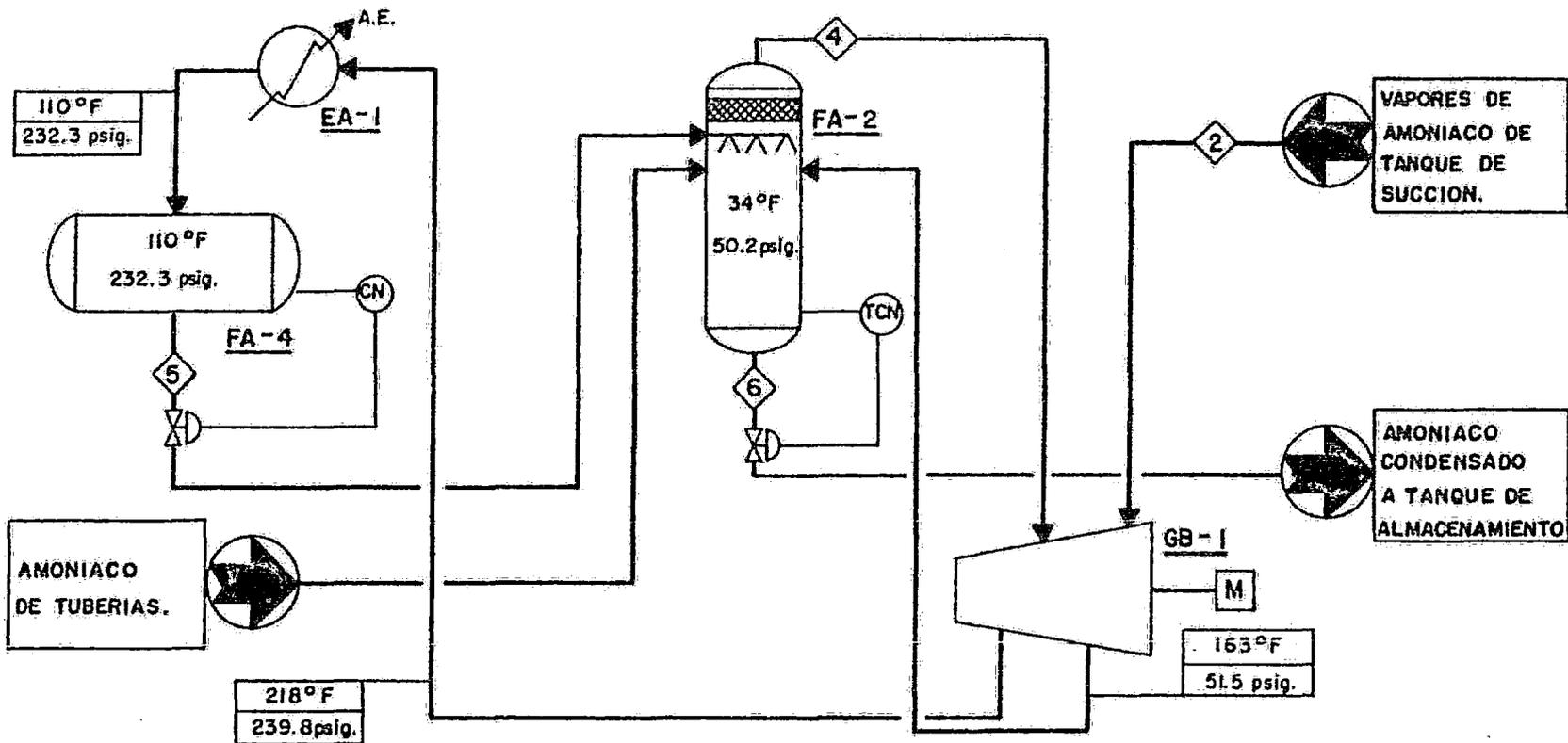
PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE AMONIACO REFRIGERADO.

TANQUE DE SUCCION Y SISTEMA RETENCION

FA-4
TANQUE ACUMULADOR
FINAL LLENADO

EA-1
CONDENSADOR FINAL
LLENADO

FA-2
TANQUE SEPARADOR
DE INTERPASOS LLENADO



GB-1
COMPRESOR LLENADO
CENTRIFUGO.

PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBU-
CION DE AMONIACO REFRIGERADO.

SISTEMA LLENADO CASO RECIBO CALIENTE

B) MEMORIA DE CÁLCULO.

PARA CALCULAR EL EQUIPO DE LA PLANTA, ES NECESARIO EFECTUAR LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA PARA LOS DIFERENTES CASOS A PRESENTARSE. ANTE ESTA SITUACIÓN Y PARA EVITAR REPETICIONES, LA MEMORIA DE CÁLCULO SE DISTRIBUIRÁ EN DOS SECCIONES: LA PRIMERA DETALLARÁ CADA UNA DE LAS PORCIONES INTEGRANTES DE LOS BALANCES Y LA SIGUIENTE, MENCIONARÁ TODOS LOS BALANCES CORRESPONDIENTES A CADA CASO Y LAS PORCIONES QUE LOS INTEGRAN.

DE ACUERDO CON ESTO, TENDREMOS LAS SIGUIENTES PORCIONES INTEGRANTES DE LOS DIFERENTES BALANCES:

- 1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA RETENCIÓN |
- 2) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE RECIBO DE CARGA DE BARCOS.
- 3) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A BARCOS.
- 4) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A LLENADERAS.
- 5) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO FRÍO, ENVÍO A TUBERÍAS.
- 6) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO FRÍO, ENVÍO A LLENADERAS.

- 7) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO. RECIBO CALIENTE, ENVÍO A TUBERÍAS.
- 8) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO. RECIBO CALIENTE, ENVÍO A LLENADERAS O ENVÍO A BARCOS.
- 9) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR - DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA FRÍA.
- 10) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR - DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA CALIENTE.
- 11) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS, RECIBO DE CARGA FRÍA.
- 12) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA CALIENTE.
- 13) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE ACUMULADOR FINAL.
- 14) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE SUCCIÓN.
- 15) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES.

A CONTINUACIÓN SE PRESENTAN CADA UNA DE LAS PORCIONES ENUMERADAS.

NOMENCLATURA:

V_C	VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE RECIBO DE CARGA FRÍA EN EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO (LB/HR)
V_{RB}	VAPORES DE RETORNO DE BARCOS FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO (LB/HR)
V_{RL}	VAPORES DE RETORNO DE LLENADERAS FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO (LB/HR)
V_1	FLUJO DE VAPORES A LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN (LB/HR)
V_2	FLUJO DE VAPORES A LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESIÓN (LB/HR)
L_1	FLUJO DE AMONIACO LÍQUIDO ALIMENTADO A LA TERMINAL (LB/HR)
LEB	FLUJO DE LÍQUIDO ENVIADO A BARCOS (LB/HR)
LEL	FLUJO DE LÍQUIDO ENVIADO A LLENADERAS (LB/HR)
L_2	FLUJO DE LÍQUIDO RETORNADO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS A TANQUE DE ALMACENAMIENTO (LB/HR)
L_3	FLUJO DE LÍQUIDO DEL ACUMULADOR FINAL AL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS (LB/HR)
H	ENTALPÍA DEL VAPOR (BTU/LB)
h	ENTALPÍA DEL LÍQUIDO (BTU/LB)
λ	CALOR DE VAPORIZACIÓN (BTU/LB)
Q_A	CALOR ABSORBIDO (BTU/HR)
Q_T	CARGA TÉRMICA DE CONDENSADOR FINAL (BTU/HR)

K	CONDUCTIVIDAD TÉRMICA (BTU/HR FT °F)
\bar{V}_L	VOLUMEN ESPECÍFICO DE LÍQUIDO (FT ³ /LB)
\bar{V}_V	VOLUMEN ESPECÍFICO DE VAPOR (FT ³ /LB)
ρ_L	DENSIDAD DE LÍQUIDO (LB/FT ³)
ρ_V	DENSIDAD DE VAPOR (LB/FT ³)
V	VOLUMEN DE RECIPIENTES (FT ³)
L	LONGITUD (FT)
D	DIÁMETRO (FT)
D _O	DIÁMETRO EXTERNO (FT)
D _I	DIÁMETRO INTERNO (FT)
L/D	RELACIÓN LONGITUD/DIÁMETRO DE RECIPIENTES (ADIMENSIONAL)
R _D	FACTOR DE DISEÑO PARA DIÁMETRO DE RECIPIENTES (ADIMENSIONAL)
θ	TIEMPO DE RESIDENCIA EN RECIPIENTES (HR)
ΔP	CAÍDA DE PRESIÓN (PSI)
η	EFICIENCIA (ADIMENSIONAL)
CFS	PIES CÚBICOS POR MINUTO
ACFM	PIES CÚBICOS POR SEGUNDO REALES
GPM	GALONES POR MINUTO.

- ACFM1 FLUJO DE VAPOR A LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN
(FT³/MIN)
- ACFM2 FLUJO DE VAPOR A LA SEGUNDA ETAPA DE COMPRESIÓN
(FT³/MIN)
- DI DIÁMETRO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS (FT)
- VI VOLUMEN DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS (FT³)
- θ I TIEMPO DE RESIDENCIA DE LÍQUIDO EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS (HR)
- DA DIÁMETRO DE TANQUE ACUMULADOR FINAL (FT)
- VA VOLUMEN DE TANQUE ACUMULADOR FINAL (FT³)
- θ A TIEMPO DE RESIDENCIA DE LÍQUIDO EN TANQUE ACUMULADOR FINAL (HR)
- Ds DIÁMETRO DE TANQUE DE SUCCIÓN (FT)
- Vs VOLUMEN DE TANQUE DE SUCCIÓN (FT³)
- BHP1 BHP DE PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN.
- BHP2 BHP DE SEGUNDA ETAPA DE COMPRESIÓN.
- BHPT BHP TOTAL.

1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA --
RETENCIÓN. |

EN ESTA PORCIÓN DE LA MEMORIA DE CÁLCULO, SE CUANTIFICA LA CANTIDAD DE VAPORES MÁXIMA QUE SE PUEDEN LLEGAR A LIBERAR EN LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO YA SEA POR RESIDENCIA DEL LÍQUIDO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO, POR ABSORCIÓN DE CALOR EN LÍNEAS Y RECIPIENTES O POR CAMBIOS EN LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

DEBIDO A QUE SE TRATA DE UNA PORCIÓN COMÚN A TODOS LOS CASOS DE BALANCE, EN ESTA MISMA SE PRESENTAN LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO PRINCIPAL SE HA NORMALIZADO YA A CAPACIDAD Y DIMENSIONES COMO SE MUESTRA EN LA FIGURA DE LA SIGUIENTE PÁGINA.

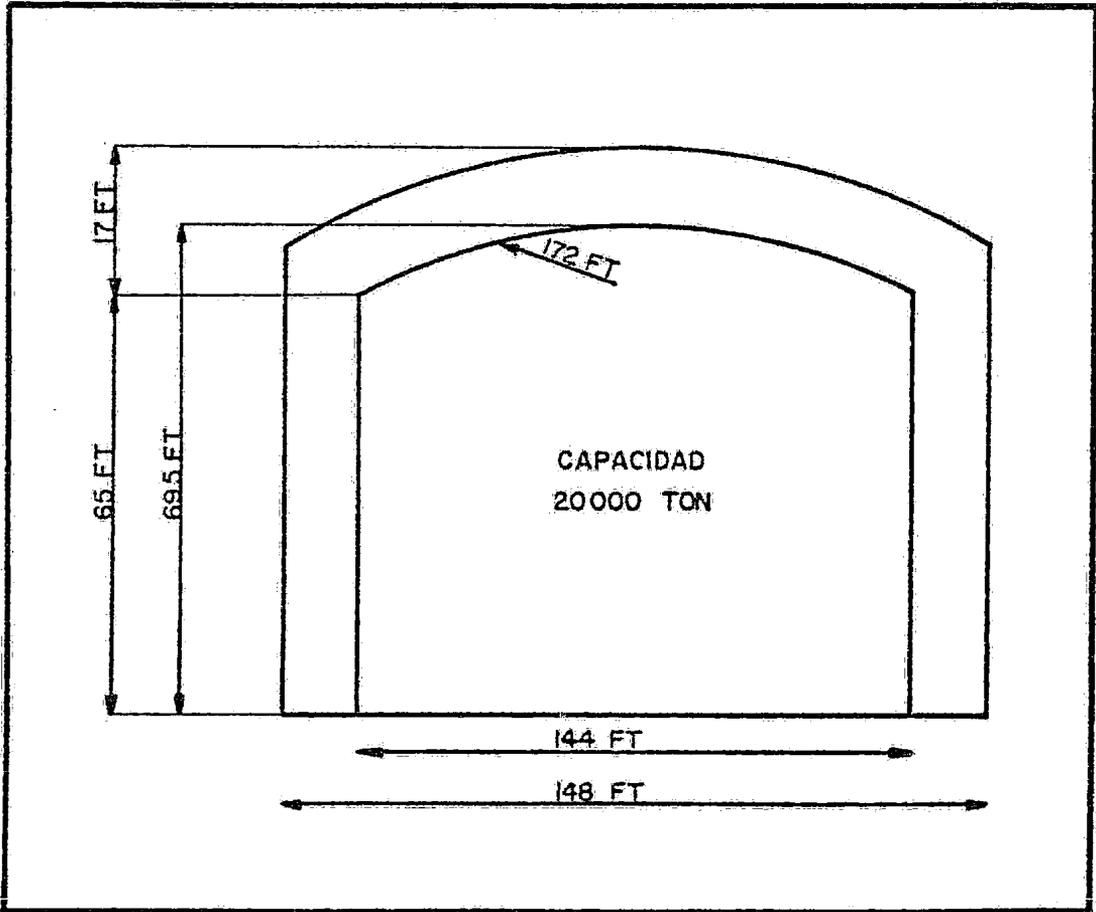
= ESTIMACIÓN DE LA ABSORCIÓN DE CALOR EN EL TANQUE -
DE ALMACENAMIENTO.

PRODUCTO ALMACENADO: AMONIACO

TEMPERATURA AMBIENTE MÁXIMA: 113 °F

TEMPERATURA DE LÍQUIDO ALMACENADO: - 28°F

VELOCIDAD DEL VIENTO: 13.2 FT/SEG.



FB-1 TANQUE DE ALMACENAMIENTO
PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN
DE AMONIACO REFRIGERADO

- CALOR ABSORBIDO DEL AMBIENTE POR CONVECCIÓN Y RADIACIÓN.

$$Q_A = U_s A_E (T_A - T_L)$$

U_s: COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$U_s = \frac{1}{H_A} + \frac{1}{H_I} + \frac{1}{H_{INS}} + R_M$$

H_A: COEFICIENTE DE PELÍCULA DEL AIRE

PARA EL CÁLCULO DE H_A SE EMPLEA LA GRÁFICA No. 3 DE LA REFERENCIA No. 1.

A PARTIR DE LA VELOCIDAD DEL VIENTO = 18.2 FT/SEG Y (T_A - T) DONDE T̄_T: TEMPERATURA DE LA PARED LATERAL DEL TANQUE, T̄_T = T_L - 0.4 (T_L - T_A)

$$T̄_T = 28.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{SE DETERMINA } (H_A (T_A - T̄_T)) = 600$$

$$H_A = \underline{7.092 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

H_I: COEFICIENTE DE PELÍCULA DEL LÍQUIDO ALMACENADO

$$H_I = 0.45 K_F \left[\frac{\rho_F G \beta_F C_{PF} \Delta T}{\mu_F K_F} \right]^{0.25} \quad \text{Ec. 27-A REF. 12}$$

DONDE:

K_F: CONDUCTIVIDAD TÉRMICA A T_L = 0.26 BTU/FT HR °F

ρ_F: DENSIDAD DE LÍQUIDO A T_L = 42.6 LB/FT³

G : ACELERACIÓN DE LA GRAVEDAD = 4.17 x 10⁸ FT/HR²

β_F: COEFICIENTE DE EXPANSIÓN = 1.02 x 10⁻³ °F⁻¹

C_{PF}: CALOR ESPECÍFICO A T_L = 1.08 BTU/LB °F

$$\Delta T = (T_T - T_L) = 56.4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

μ_F: VISCOSIDAD DEL LÍQUIDO A T_L = 0.624 LB/HR FT

$$H_I = \underline{85.18 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

HINS: COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR A TRAVÉS DEL AISLAMIENTO.

$$HINS = KINS / XINS$$

KINS: CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE AISLANTE

$$KINS = 0,03 \text{ BTU/FT HR } ^\circ\text{F}$$

XINS: ESPESOR DE AISLANTE = 2 FT

$$\underline{HINS = 0,015 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

RM: RESISTENCIA TÉRMICA DEL METAL

$$RM = (E_1 + E_2) / KM$$

E₁, E₂: ESPESORES DE PAREDES METÁLICAS = 0.5 IN

KM: CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE METAL = 26 BTU/HR FT ⁰F

$$\underline{RM = 0,0032 \text{ (BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F)}^{-1}}$$

$$\underline{Us = 0,015 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

AE: AREA EQUIVALENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$AE = As + \frac{Ut}{Us} AT + \frac{2 D K}{Us} \frac{TL - Tg}{TL - Ta}$$

As: AREA LATERAL DEL TANQUE

$$As = \pi D H$$

D: DIÁMETRO PROMEDIO DEL TANQUE = 146.5 FT

H: ALTURA PROMEDIO DEL TANQUE = 67,25 FT

$$\underline{As = 30 \ 952 \text{ FT}^2}$$

UT: COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EL DOMO DEL RECIPIENTE.

$$U_T = \frac{1}{H_A} + \frac{1}{H_{INS}} + R_M^{-1}$$

$$H_A = 7.092 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$H_{INS} = 0.015 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_M = 0.0032 \text{ (BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F)}^{-1}$$

$$U_T = 0.015 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_s = 0.015 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

AT: AREA DEL DOMO DEL RECIPIENTE

$$A_T = 2 \pi R H_D$$

$$R: \text{ RADIO DE CURVATURA DEL DOMO} = 173.25 \text{ FT}$$

$$H_D: \text{ ALTURA DEL DOMO} = 17.05 \text{ FT}$$

$$A_T = 18\,560 \text{ FT}^2$$

$$D = 146.5 \text{ FT}$$

K: CONDUCTIVIDAD TÉRMICA DE CIMENTACIÓN DEL TANQUE

$$K = 0.08 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

TG: TEMPERATURA DE LA CIMENTACIÓN DEL TANQUE

$$T_G = 40 \text{ } ^\circ\text{F (SUPUESTA)}$$

$$A_E = 62\,854 \text{ FT}^2$$

$$(T_A - T_L) = 141 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Q_A = 130\,200 \text{ BTU/HR}$$

= ESTIMACIÓN DE CALOR ABSORBIDO POR LÍNEAS Y RECIPIENTES DE LA TERMINAL.

EL ESTIMADO SE HARÁ CON BASE EN LOS REQUERIMIENTOS DE AISLANTE UTILIZADOS EN LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONÍACO REFRIGERADO DE TULA, HGO. SUPONIENDO QUE SE PRESENTA UNA SITUACIÓN SIMILAR.

AISLANTE: ESPUMA DE URETANO

K: CONDUCTIVIDAD TÉRMICA = 0.02 BTU/HR FT °F

TEMPERATURA INTERNA PROMEDIO EN LÍNEAS Y ---

RECIPIENTES = - 28 °F

QL: CALOR ABSORBIDO POR LÍNEAS

$$Q_L = \frac{2 \pi K L \Delta T}{\ln (D_o / D_i)}$$

QR: CALOR ABSORBIDO POR RECIPIENTES

$$Q_R = \frac{K}{X_{INS}} A \Delta T$$

DONDE:

L: LONGITUD DE LA LÍNEA CONSIDERADA

Do: DIÁMETRO EXTERIOR DE LA LÍNEA CON AISLANTE

Di: DIÁMETRO EXTERNO DE LA LÍNEA SIN AISLANTE

A: AREA TOTAL DEL RECIPIENTE

XINS: ESPESOR DEL AISLANTE

MATERIAL AISLANTE INSTALADO EN LÍNEAS (TULA, HGO.)

No.	L (FT)	Di (IN)	Do (IN)	XINS (IN)	Q (BTU/HR)
01	82	1.050	4.050	1.5	1052.64
02	115	1.050	6.050	2.5	1138.82
03	82	1.315	4.315	1.5	1195.92
04	98	1.315	6.315	2.5	1082.49
05	312	2.375	5.375	1.5	6622.52
06	394	2.375	7.375	2.5	6026.00
07	262	3.500	10.500	3.5	4132.91
08	180	4.500	8.500	2.0	4904.80
09	328	4.500	11.500	3.5	6058.20
10	230	6.625	11.625	2.5	7088.56
11	82	6.625	13.625	3.5	1970.82
12	82	6.625	14.625	4.0	1794.54
13	246	8.625	12.625	2.0	11189.16
14	180	8.625	13.625	2.5	6822.24
15	49	8.625	15.625	3.5	1429.10
16	197	10.750	14.750	2.0	10792.56
17	197	10.750	18.750	4.0	6137.10
18	92	10.750	19.750	4.5	2621.22
19	98	12.750	21.750	4.5	3179.94
20	66	12.750	16.750	2.0	4191.82

-CONTINÚA EN LA SIGUIENTE PÁGINA.

No.	L (FT)	DI (IN)	Do (IN)	XINS (IN)	Q (BTU/HR)
21	197	14,000	20,000	3,0	9571,90
22	230	16,000	21,000	2,5	14657,82
23	262	16,000	23,000	3,5	12511,60
24	82	16,000	25,000	4,5	3184,16
25	148	18,000	25,000	3,5	7807,73
26	492	18,000	27,000	4,5	21028,86

TOTAL: 197742 BTU/HR

$$\underline{QL = 197\ 742\ BTU/HR.}$$

MATERIAL AISLANTE INSTALADO EN RECIPIENTES (TULA, HGO.)

COLCHONETA RÍGIDA DE URETANO.

PLACAS DE 2 FT X 8 FT.

1) 160 PIEZAS XINS = 2.5 IN

$$QR_1 = 42057,10\ BTU/HR$$

2) 40 PIEZAS XINS = 2.0 IN

$$QR_2 = 12988,24\ BTU/HR$$

$$QR = 55045\ BTU/HR$$

CALOR ABSORBIDO POR LÍNEAS Y RECIPIENTES = 253000 BTU/HR

$$QLR = QL + QR = 253\ 000\ BTU/HR$$

= VOLUMEN MÁXIMO DE VAPORES LIBERADOS EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO POR CAMBIOS EN LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

PARA EFECTUAR ESTE CÁLCULO, SE CONSIDERARÁ UNA VARIACIÓN MÁXIMA EN LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA DE 25 MM Hg EN UN INTERVALO DE TIEMPO DE 30 MINUTOS, ENCONTRÁNDOSE EL LÍQUIDO EN UN NIVEL A LA MITAD DE LA ALTURA DEL TANQUE.

V: VOLUMEN OCUPADO POR EL VAPOR EN EL TANQUE

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} + \frac{1}{6} \pi H' \left(\frac{3}{4} D^2 + H'^2 \right)$$

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

$$H = 32.5 \text{ FT}$$

$$H' = 15.8 \text{ FT}$$

$$V = 660020 \text{ FT}^3 \text{ CUANDO PRESIÓN} = 760 \text{ MM Hg}$$

SI LA PRESIÓN CAE 25 MM Hg:

$$\Delta V = 660020 \left(\frac{760}{735} - 1 \right)$$

$$\Delta V = 22449.67 \text{ FT}^3 \text{ EN 30 MINUTOS}$$

$$\Delta V = 44899.33 \text{ FT}^3/\text{HR}$$

$$\text{SI } \bar{v} = 18 \text{ FT}^3/\text{LB A } - 28 \text{ }^\circ\text{F}$$

VAT: VOLUMEN MÁXIMO DE VAPORES LIBERADOS POR CAMBIOS EN LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA.

$$\underline{VAT = 2494 \text{ LB/HR}}$$

V_G: VAPORES GENERADOS POR CALENTAMIENTO DE RECIPIENTES Y LÍNEAS DE LA TERMINAL DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO REFRIGERADO,

Q_{AT}: CALOR TOTAL ABSORBIDO POR LÍNEAS Y RECIPIENTES.

$$Q_{AT} = Q_A + Q_{RL}$$

$$Q_A = 130\ 200\ \text{BTU/HR}$$

$$Q_{RL} = 253\ 000\ \text{BTU/HR}$$

$$Q_{AT} = \underline{383\ 200\ \text{BTU/HR}}$$

$$\lambda_A - 28\ ^\circ\text{F} = 589.3\ \text{BTU/LB}$$

$$V_G = Q_{AT} / \lambda$$

$$V_G = \underline{651\ \text{LB/HR}}$$

- V_H: VAPORES FORMADOS MANEJADOS EN EL SISTEMA HOLDING

$$V_H = V_{AT} + V_G = \underline{3145\ \text{LB/HR}}$$

2) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE RECIBO DE CARGA DE BARCOS.

DEPENDIENDO DE LA FUENTE DE SUMINISTRO, EL AMONIACO SE RECIBIRÁ EN EL TERMINAL DE ALMACENAMIENTO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO O EN EL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS. CUANDO SE RECIBE CARGA DE BARCOS O CARGA FRÍA, SE RECIBIRÁ EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

EL HECHO DE RECIBIR CARGA FRÍA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO PROVOCARÁ LA FORMACIÓN DE LA SIGUIENTE CANTIDAD DE VAPORES:

- V_{CD} : VAPORES DESPLAZADOS POR VOLUMEN DE LÍQUIDO CARGADO AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

$$V_{CD} = \frac{\bar{V}_L}{\bar{V}_V} \cdot L_1$$

$$\bar{V}_L = 0.02349 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A - 28 } ^\circ\text{F)}$$

$$\bar{V}_V = 18.0 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (VAP. SAT. A - 28 } ^\circ\text{F)}$$

$$V_{CD} = \underline{1.305 \times 10^{-3} L_1}$$

- V_{CB} : VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE BOMBEO DEL BARCO AL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

$$V_{CB} = \frac{2547 \text{ BHP}}{\lambda}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{GPM } \Delta P}{1715 \eta}$$

$$\text{GPM} = 0.1247 \bar{V}_L L_1$$

$$\lambda = 589.3 \text{ BTU/LB A - 28 } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta P = 170 \text{ PSI}$$

$$\eta = 0.6$$

$$V_{CB} = 2.092 \times 10^{-3} L_1$$

- VCT: VAPORES FORMADOS POR CALENTAMIENTO DE LA LÍNEA DE CARGA DEL BARCO AL TANQUE.

$$V_{CT} = Q_A / \lambda$$

Q_A: CALOR ABSORBIDO

$$Q_A = \frac{2 K L \Delta T}{\ln (D_o/D_i)}$$

$$K = 0.02 \text{ BTU/HR FT } ^\circ\text{F}$$

$$L = 3934.42 \text{ FT}$$

$$\Delta T = 141 \text{ } ^\circ\text{F}$$

PARA EL FLUJO PARTICULAR DE CADA CASO, SE DETERMINA UN DIÁMETRO DE TUBERÍA TAL QUE LA VELOCIDAD SEA APROXIMADAMENTE DE 7.5 - FT/SEG, CON ÉSTE Y LA TEMPERATURA DEL FLUIDO, SE DETERMINARÁ EL ESPESOR DE AISLANTE CON LA TABLA A.

$$V_{CT} = \frac{37.6797}{\ln (D_o/D_i)}$$

- V_C: VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE RECIBO DE CARGA - FRÍA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

$$V_C = V_{CD} + V_{CB} + V_{CT}$$

3) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A BARCOS.

AL ENVIAR CARGA A BARCOS, SE TENDRÁ UNA LÍNEA DE RETORNO DE VAPORES QUE SE MANEJARÁN EN EL SISTEMA LLENADO SE TENDRÁN POR LOS SIGUIENTES CONCEPTOS.

- VRBD: VAPORES DESPLAZADOS POR VOLUMEN DE LÍQUIDO ENVIADO.

$$VRBD = \frac{\bar{V}_L}{\bar{V}_V} \text{ LEB}$$

$$\bar{V}_L = 0,02349 \text{ FT}^3/\text{LB (LIQ. SAT. A - 28 } ^\circ\text{F)}$$

$$\bar{V}_V = 18,0 \text{ FT}^3/\text{LB (VAP. SAT. A - 28 } ^\circ\text{F)}$$

$$\underline{VRBD = 1.305 \times 10^{-3} \text{ LEB}}$$

-VRBB: VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE BOMBEO DE LÍQUIDO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO A BARCOS.

$$VRBB = \frac{2547 \text{ BHP}}{\lambda}$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{GPM } \Delta P}{1715 \eta}$$

$$\text{GPM} = 0,1247 \bar{V}_L \text{ LEB}$$

$$\lambda = 589,3 \text{ BTU/LB A - 28 } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta P = 120 \text{ PSI}$$

$$\eta = 0,6$$

$$\underline{VRBB = 1,4764 \times 10^{-3} \text{ LEB}}$$

- VRBT: VAPORES FORMADOS POR CALENTAMIENTO DE LA LÍNEA DE ENVÍO.

$$VRBT = QA / \lambda$$

QA: CALOR ABSORBIDO POR LA LÍNEA DE ENVÍO.

$$QA = \frac{2 K L T}{LN (Do/DI)}$$

$$K = 0,02 \text{ BTU/HR FT } ^\circ\text{F}$$

$$L = 3934,42 \text{ FT}$$

$$T = 141 \text{ } ^\circ\text{F}$$

PARA EL FLUJO PARTICULAR DE CADA CASO, SE DETERMINA UN DIÁMETRO DE TUBERÍA TAL QUE LA VELOCIDAD SEA APROXIMADAMENTE DE 7,5 -- FT/SEG, CON ÉSTE Y LA TEMPERATURA DEL FLUIDO, SE DETERMINARÁ EL ESPESOR DE AISLANTE REQUERIDO CON LA TABLA A.

$$VRBT = \frac{37,6797}{LN (Do/DI)}$$

VRB; VAPORES DE RETORNO DE BARCOS.

$$VRB = VRBD + VRBB + VRBT$$

4) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A LLENADERAS.

AL ENVIAR CARGAS A LLENADERAS, SE TENDRÁN LÍNEAS DE VAPORES DE RETORNO POR LOS SIGUIENTES CONCEPTOS:

- VRLD: VAPORES DEPLAZADOS POR VOLUMEN DE LÍQUIDO - ENVIADO A LLENADERAS.

$$V_{RLD} = \frac{\bar{v}_L}{\bar{v}_V} \text{ LEL}$$

$$\bar{v}_L = 0.02533 \text{ FT}^3/\text{LB (LÍQ. SAT. A 40 } ^\circ\text{F)}$$

$$\bar{v}_V = 3.971 \text{ FT}^3/\text{LB (VAP. SAT. A 40 } ^\circ\text{F)}$$

$$\underline{V_{RLD} = 6.3787 \times 10^{-3} \text{ LEL}}$$

- VRLB: VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE BOMBEO DEL - TANQUE DE ALMACENAMIENTO A LLENADERAS.

$$V_{RLB} = 2547 \text{ BHP} / \lambda$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{GPM } \Delta P}{1715 \eta}$$

$$\text{GPM} = 0.1247 \bar{v}_L \text{ LEL}$$

$$V_{RLB} = 4.0827 \times 10^{-3} \text{ LEL}$$

- VRLT: VAPORES FORMADOS POR CALENTAMIENTO DE LA LÍNEA DE CARGA DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO A LLENADERAS.

$$V_{RLT} = Q_A / \lambda$$

Q_A: CALOR ABSORBIDO POR LA LÍNEA DE ENVÍO.

$$Q_A = \frac{2 K L \Delta T}{\ln (D_o/D_i)}$$

$$K = 0.02 \text{ BTU/HR FT } ^\circ\text{F}$$

$$L = 3934.42 \text{ FT}$$

$$\Delta T = 73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

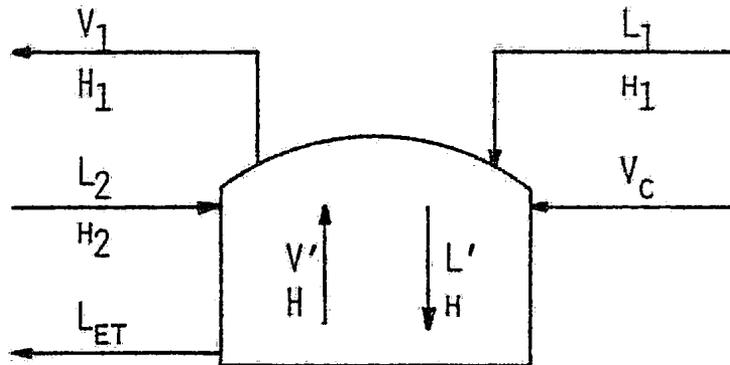
PARA EL FLUJO PARTICULAR DE CADA CASO, SE DETERMINA UN DIÁMETRO DE TUBERÍA TAL QUE LA VELOCIDAD SEA APROXIMADAMENTE 7.5 FT/SEG Y CON ÉSTE Y LA TEMPERATURA DEL FLUIDO, SE DETERMINA EL ESPESOR DEL AISLANTE CON LA TABLA A.

$$V_{RLT} = \frac{21.4398}{\ln (D_o/D_i)}$$

- VRL: VAPORES FORMADOS POR CONCEPTO DE ENVÍO DE --
CARGA A LLENADERAS.

$$\underline{VRL = VRLD + VRLB + VRLT}$$

5) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO FRÍO, ENVÍO A TUBERÍAS,



BALANCE DE MATERIA:

$$L_1 + L_2 = L' + V'$$

DE DONDE, $L' = L_1 + L_2 - V'$

BALANCE DE ENERGÍA:

$$L_1 H_1 + L_2 H_2 = L' H + V' H$$

SUSTITUYENDO L' :

$$L_1 H_1 + L_2 H_2 = (L_1 + L_2 - V') H + V' H$$

$$L_1 (H_1 - H) + L_2 (H_2 - H) = V' (H - H)$$

DADO QUE LAS CONDICIONES DE RECIBO SON LAS MISMAS QUE LAS DEL TANQUE: $H_1 = H$

DESPEJANDO V' :

$$V' = \frac{L_2 (H_2 - H)}{(H - H)}$$

PUESTO QUE: $L_2 = V$ y $V_1 = V' + V_c$

$$V' = V_1 - V_c$$

$$V_1 - V_c = V_1 \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}$$

$$V_1 = \frac{V_c}{1 - \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}}$$

$$H_2 = 80.1 \text{ BTU/LB (LÍQ. SAT. A } 34 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$H = 602.1 \text{ " (VAP. SAT. A } - 28 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

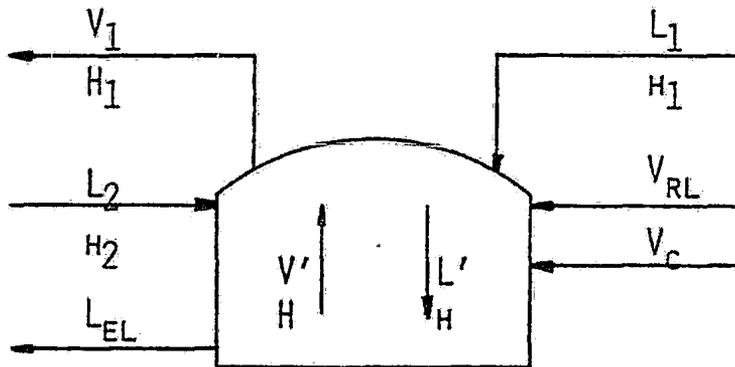
$$H = 12.8 \text{ " (LÍQ. SAT. A } - 28 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$V_1 = \frac{V_c}{0.8358}$$

$$\text{ACFM}_1 = V_1 \bar{v} / 60 \text{ MIN/HR}$$

$$\text{ACFM}_1 = 0.3 V_1$$

5) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO. RECIBO FRÍO. ENVÍO A LLENADERAS.



BALANCE DE MATERIA:

$$L_1 + L_2 = L' + V'$$

DE DONDE, $L' = L_1 + L_2 - V'$

BALANCE DE ENERGÍA:

$$L_1 H_1 + L_2 H_2 = L' H + V' H$$

SUSTITUYENDO L' :

$$L_1 H_1 + L_2 H_2 = (L_1 + L_2 - V') H + V' H$$

$$L_1 (H_1 - H) + L_2 (H_2 - H) = V' (H - H)$$

DADO QUE LAS CONDICIONES DE RECIBO SON LAS MISMAS QUE LAS DEL TANQUE: $H_1 = H$

DESPEJANDO V' :

$$V' = \frac{L_2 (H_2 - H)}{(H - H)}$$

PUESTO QUE: $L_2 = V_1$ Y $V_1 = V' + V_R + V_C$

$$V_1 = \frac{V_R + V_C}{1 - \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}}$$

$H_2 = 89.1$ BTU/LB (LIQ. SAT. A 34°F)

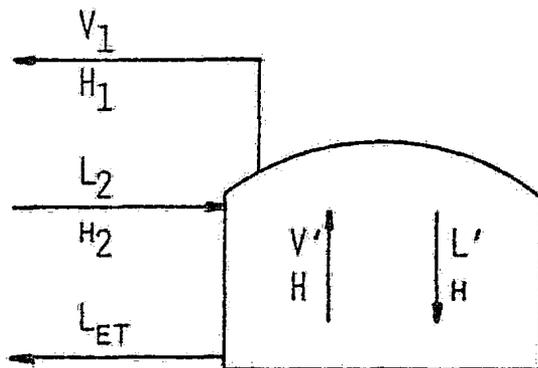
$H = 592.1$ " (VAP. SAT. A -28°F)

$H = 12.8$ " (LIQ. SAT. A -28°F)

$$V_1 = \frac{V_R + V_C}{0.9858}$$

$\text{ACFM}_1 = 0.3 V_1$

7) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO CALIENTE, ENVÍO A TUBERÍAS.



BALANCE DE MATERIA:

$$L_2 = L' + V' = L_1 + V_1$$

DE DONDE, $L' = L_2 - V'$

BALANCE DE ENERGÍA:

$$L_2 H_2 = L' H + V' H$$

$$L' = V_1 + L_1 - V'$$

SUSTITUYENDO L_2 Y L' :

$$(L_1 + V_1) H_2 = (V_1 + L_1 - V') H + V' H$$

DESPEJANDO V' :

$$V' = (L_1 + V_1) \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}$$

PUESTO QUE: $V_1 = V'$

$$V_1 = (L_1 + V_1) \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}$$

DESPEJANDO V_1 :

$$V_1 = L_1 \frac{\frac{(H_2 - H)}{(H - H)}}{1 - \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}}$$

$$H_2 = 80.1 \text{ BTU/LB (LIQ. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

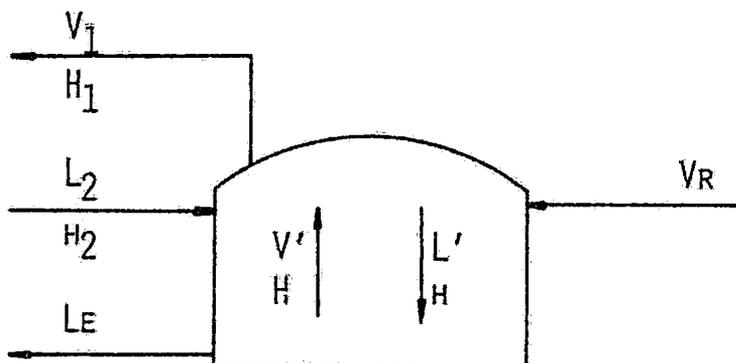
$$H = 602.1 \text{ " (VAP. SAT. A } - 28 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$H = 12.8 \text{ " (LIQ. SAT. A } - 28 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$V_1 = 0.1289 L_1$$

$$\text{ACFM}_1 = 0.3 V_1$$

8) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO CALIENTE, ENVÍO A LLENADERAS, ENVÍO A BARCOS.



BALANCE DE MATERIA:

$$L_2 = L' + V' = L_1 + V_1$$

DE DONDE, $L' = L_2 - V'$

BALANCE DE ENERGÍA:

$$L_2 H_2 = L' H + V' H$$

$$L' = V_1 + L_1 - V'$$

SUSTITUYENDO L_2 Y L' :

$$(L_1 + V_1) H_2 = (V_1 + L_1 - V') H + V' H$$

DESPEJANDO V' :

$$V' = (L_1 + V_1) \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}$$

PUESTO QUE: $V_1 = V' + V_R$

$$V' = V_1 - V_R$$

$$V_1 - V_R = (L_1 + V_1) \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}$$

$$V_1 = \frac{L_1 \frac{(H_2 - H)}{(H - H)} + V_R}{1 - \frac{(H_2 - H)}{(H - H)}}$$

$$H_2 = 89.1 \text{ BTU/LB (LÍQ. SAT. A } 34 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

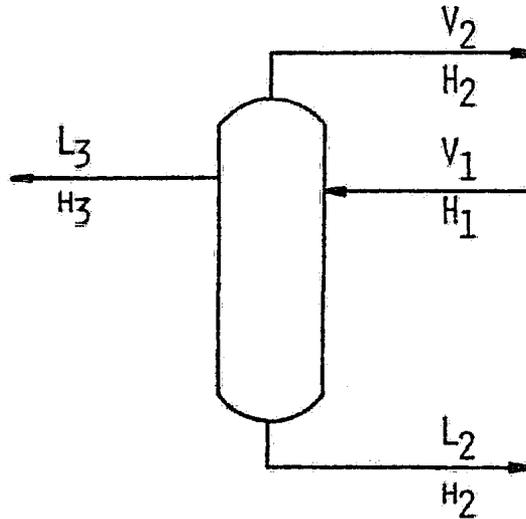
$$H = 602.1 \text{ " (VAP. SAT. A } - 28 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$H = 12.8 \text{ " (LÍQ. SAT. A } - 28 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$V_1 = \frac{0.1141 L_1 + V_R}{0.8858}$$

$$\text{ACFM}_1 = 0.3 V_1$$

9) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA FRÍA.



BALANCE DE MATERIA:

$$L_3 = V_2 \quad \gamma \quad L_2 = V_1$$

BALANCE DE ENERGÍA:

$$V_1 H_1 + V_2 H_3 = V_2 H_2 + L_2 H_2$$

DE DONDE,
$$V_1 (H_1 - H_2) = V_2 (H_2 - H_3)$$

$$V_2 = V_1 \frac{(H_1 - H_2)}{(H_2 - H_3)}$$

$$H_1 = 696,42 \text{ BTU/LB (VAP. SOB. A } 163 \text{ }^\circ\text{F Y } 65,26 \text{ PSIA)}$$

$$H_2 = 621,5 \quad \text{" (VAP. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$H_2 = 80,1 \quad \text{" (Lfq. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

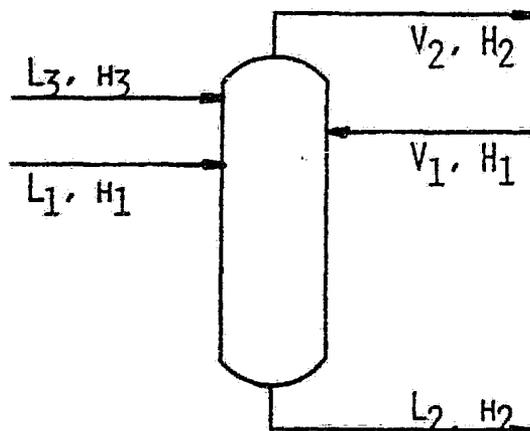
$$H_3 = 167 \quad \text{" (Lfq. SAT. A } 110 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$V_2 = 1.356 V_1$$

$$ACFM_2 = V_2 \bar{v} / 60 \text{ MIN/HR.}$$

$$ACFM_2 = 0.0743 V_2$$

10) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS, RECIBO DE CARGA CALIENTE.



BALANCE DE MATERIA:

$$V_2 + L_1 + V_1 = V_2 + L_2$$

$$L_3 = V_2$$

$$L_2 = L_1 + V_1$$

BALANCE DE ENERGÍA:

$$L_1 H_1 + V_1 H_1 + V_2 H_3 = V_2 H_2 + L_2 H_2$$

DE DONDE,

$$L_1 (H_1 - H_2) + V_1 (H_1 - H_2) = V_2 (H_2 - H_3)$$

$$V_2 = \frac{L_1 (H_1 - H_2) + V_1 (H_1 - H_2)}{(H_2 - H_3)}$$

$$H_1 = 155.2 \text{ BTU/LB (LÍQ. SAT. A } 100 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$H_2 = 80.1 \quad " \quad (\text{LÍQ. SAT. A } 34 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$H_3 = 167.0 \quad " \quad (\text{LÍQ. SAT. A } 110 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$H_1 = 696.42 \quad " \quad (\text{VAP. SOB. A } 163 \text{ } ^\circ\text{F Y } 66.26 \text{ PSIA)}$$

$$H_2 = 621.5 \text{ BTU/LB (VAP. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$V_2 = \frac{75.1 L_1 + 616.32 V_1}{454.5}$$

$$\text{ACFM}_2 = 0.0743 V_2$$

11) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS, RECIBO DE CARGA FRÍA,
(VER REFERENCIA No. 10)

$$D^2 = \frac{4 \text{ CFS}}{0.227 \pi R_D \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}}$$

$$\text{CFS} = V_2 \bar{v}_V / 3600$$

$$\rho = 1 / \bar{v}$$

$$\bar{v}_L = 0.02514 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$\bar{v}_V = 4.459 \text{ " (VAP. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$R_D = 0.44 \text{ (SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR)}$$

$$D = (1.189 \times 10^{-3} = V_2) 1/2$$

D SE REDONDEA A MÚLTIPLOS DE 0.5 FT (DIMENSIONES COMERCIALES)

$$L / D = 3$$

$$L = 3 D$$

$$V = 3 \pi D^3 / 4$$

PARA CALCULAR EL TIEMPO DE RESIDENCIA DE LÍQUIDO, SE TOMA LA MITAD DEL VOLUMEN DEL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS CALCULADO,

$$L_2 = V_1$$

$$\theta = V / 2 V_1 \bar{v}_L$$

$$\bar{v}_L = 0.02514 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A } 34 \text{ }^\circ\text{F)}$$

12) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA CALIENTE.

(VER. REFERENCIA N^o. 10)

$$D^2 = \frac{4 \text{ CFS}}{0,227 \pi R_D \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}}$$

$$\text{CFS} = V_2 \bar{v} / 3600 \text{ SEG/HR}$$

$$\rho = 1 / \bar{v}$$

$$\bar{v}_L = 0,02514 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A } 34 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$\bar{v}_V = 4,459 \text{ " (VAP. SAT. A } 34 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$R_D = 1,54$ (SEPARADORES LÍQUIDO VAPOR CON MALLA DE SEPARACIÓN)

$$D = (3,397 \times 10^{-4} V_2)^{1/2}$$

D SE REDONDEA A MÚLTIPLOS DE 0,5 FT

(DIMENSIONES COMERCIALES)

$$L / D = 3$$

$$L = 3 D$$

$$V = 3 \pi D^3 / 4$$

PARA CALCULAR EL TIEMPO DE RESIDENCIA, SE TOMA LA MITAD DEL VOLUMEN DEL SEPARADOR DE INTERPASOS.

$$L_2 = V_1 + L_1$$

$$\theta = V / 2 V_1 \bar{v}_L$$

$$\bar{v} = 0,02514 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A } 34 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

13) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE ACUMULADOR FINAL.

ESTE SE DIMENSIONA PARA DAR A LOS CONDENSADOS UN TIEMPO DE RESIDENCIA SIMILAR AL OBTENIDO PARA EL TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS.

$$V = V_2 \bar{v}_L$$

$$\bar{v}_L = 0.0279 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A } 110^\circ\text{F)}$$

$$L / D = 2.5$$

$$V = 2.5 D^3 / 4$$

$$D = (0.5093 V_2 \bar{v}_L)^{1/3}$$

D SE REDONDEA A MÚLTIPLOS DE 0.5 FT.

Y SE RECALCULA EL VOLUMEN DEL TANQUE.

$$\theta = V / V_2 \bar{v}_L$$

14) CARGA TÉRMICA DEL CONDENSADOR FINAL.

$$Q_T = V_2 H$$

$$H = H_F - H_I$$

$$H_I = 710.2 \text{ BTU/LB} \text{ (VAP. A } 218^\circ\text{F Y } 254.5 \text{ PSIA)}$$

$$H_F = 167 \text{ " (LÍQ. SAT. A } 110^\circ\text{F)}$$

$$H = 543.2 \text{ BTU/LB}$$

$$Q_T = 543.2 V_2$$

15) DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE DE SUCCIÓN.

PARA EL DIMENSIONAMIENTO, SE TOMARÁ EN CUENTA QUE EN ESTE TANQUE SE MANEJARÁN LOS VAPORES QUE VAN HACIA LA PRIMERA ETAPA DE COMPRESIÓN TANTO DEL SISTEMA LLENADO COMO DEL SISTEMA RETENCIÓN.

$$V_s = V_1 + 3551$$

$$, \text{ CFS} = V_s \bar{v}_v / 3600$$

$$\bar{v}_v = 18 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (VAP. SAT. A } - 28 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$D^2 = \frac{4 \text{ CFS}}{0,227 \pi R_D \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}}$$

$$\rho = 1 / \bar{v}$$

$R_D = 1,54$ (SEPARADORES LÍQUIDO-VAPOR CON MALLA DE SEPARACIÓN)

$$\bar{v}_L = 0,02349 \text{ FT}^3/\text{LB} \text{ (LÍQ. SAT. A } - 28 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$\bar{v}_v = 18 \quad " \quad \text{(VAP. SAT. A } - 28 \text{ }^\circ\text{F)}$$

$$D = (6,583 \times 10^{-4} V_s)^{1/2}$$

D SE REDONDEA A MÚLTIPLOS DE 0,5 FT (DIMENSIONES COMERCIALES)

$$L / D = 2,0$$

$$V = \pi D^3 / 2$$

16) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES.

CAPACIDAD DEL COMPRESOR:

$$\text{BHP} = \frac{144}{33000 \eta} \frac{K}{K-1} P_1 \text{ ACFM} \left(R \frac{K-1}{K} - 1 \right)$$

PRIMERA ETAPA:

$$P_1 = 14.7 \text{ PSIA} \quad \bar{v}_V = 18 \text{ FT}^3/\text{LB}$$

$$P_2 = 66.26 \text{ PSIA}$$

$$R = 4.5075$$

$$K = 1.32$$

$$\eta = 0.75$$

$$\text{ACFM} = V_1 \bar{v}_V / 60 \text{ MIN/HR}$$

$$\text{BHP1} = 4.6628 \times 10^{-2} V_1$$

SEGUNDA ETAPA:

$$P_1 = 64.71 \text{ PSIA} \quad \bar{v}_V = 4.459 \text{ FT}^3/\text{LB}$$

$$P_2 = 254.5 \text{ PSIA}$$

$$R = 3.9208$$

$$K = 1.30$$

$$\eta = 0.75$$

$$\text{ACFM} = V_2 \bar{v}_V / 60 \text{ MIN/HR}$$

$$\text{BHP2} = 4.5081 \times 10^{-2} V_2$$

AHORA BIEN, A CONTINUACIÓN SE ENUMERA CADA CASO DE BALANCE Y TAMBIÉN LAS PORCIONES QUE LOS CONSTITUYEN.

- RECIBO DE BARCOS, ENVÍO A TUBERÍAS,

- 1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA RETENCIÓN.
- 2) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE RECIBO DE CARGA DE BARCOS.
- 5) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO FRÍO, ENVÍO A TUBERÍAS,
- 9) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS, RECIBO DE CARGA FRÍA,
- 11) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RECIBO DE CARGA FRÍA,
- 13) DIMENSIONAMIENTO DE ACUMULADOR FINAL,
- 14) CARGA TÉRMICA DE CONDENSADOR FINAL,
- 15) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE SUCCIÓN,
- 16) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES,

- RECIBO DE BARCOS, ENVÍO A LLENADERAS,

- 1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA RETENCIÓN,
- 2) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE RECIBO DE CARGA DE BARCOS,
- 4) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A --

LLENADERAS.

- 6) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO. RECIBO FRÍO. ENVÍO A LLENADERAS.
- 9) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA FRÍA.
- 11) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RECIBO DE CARGA FRÍA.
- 13) DIMENSIONAMIENTO DE ACUMULADOR FINAL.
- 14) CARGA TÉRMICA DE CONDENSADOR FINAL.
- 15) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE SUCCIÓN.
- 16) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES.

- RECIBO POR TUBERÍAS. ENVÍO A TUBERÍAS.

- 1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA RETENCIÓN.
- 7) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO. RECIBO CALIENTE. ENVÍO A TUBERÍAS.
- 10) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS. RECIBO DE CARGA CALIENTE.
- 12) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RECIBO DE CARGA CALIENTE.
- 13) DIMENSIONAMIENTO DE ACUMULADOR FINAL.
- 14) CARGA TÉRMICA DE CONDENSADOR FINAL.
- 15) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE SUCCIÓN.
- 16) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES.

- RECIBO POR TUBERÍAS, ENVÍO A LLENADERAS,

- 1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA RETENCIÓN.
- 4) VAPORES FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A LLENADERAS,
- 8) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO CALIENTE, ENVÍO A LLENADERAS,
- 10) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS, RECIBO DE CARGA CALIENTE,
- 12) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RECIBO DE CARGA CALIENTE,
- 13) DIMENSIONAMIENTO DE ACUMULADOR FINAL,
- 14) CARGA TÉRMICA DE CONDENSADOR FINAL,
- 15) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE SUCCIÓN,
- 16) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES,

- RECIBO POR TUBERÍAS, ENVÍO A BARCOS,

- 1) VAPORES FORMADOS QUE SE MANEJAN EN EL SISTEMA RETENCIÓN.
- 3) VAPORE FORMADOS POR EFECTO DE ENVÍO DE CARGA A BARCOS,
- 8) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE DE ALMACENAMIENTO, RECIBO CALIENTE, ENVÍO A BARCOS,
- 10) BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA EN TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS, RECIBO DE CARGA CALIENTE,
- 12) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RECIBO DE CARGA CALIENTE,

- 13) DIMENSIONAMIENTO DE ACUMULADOR FINAL,
- 14) CARGA TÉRMICA DE CONDENSADOR FINAL,
- 15) DIMENSIONAMIENTO DE TANQUE DE SUCCIÓN,
- 16) DIMENSIONAMIENTO DE COMPRESORES,

TABLA A. ESPESORES DE AISLAMIENTO EN PULGADAS DE
ESPUMA RÍGIDA DE URETANO Y FIBRA DE VIDRIO PARA -
TUBERÍAS.

HUMEDAD RELATIVA DEL AIRE 90 %,

DIÁMETRO NOMINAL DEL TUBO (PULG)	TEMPERATURA DE OPERACIÓN	
	- 28 °F	40 °F
1/2		
3/4	2.0	
1	_____	1.5
1 1/2		
2		
2 1/2	2.5	
3		_____
4	_____	
6		
8	3.0	2.0
10		
12	_____	
14		
16	3.5	_____
18		
20		2.5
24		

VER REFERENCIA NO. 15

c) RESULTADOS DE LOS BALANCES.

A CONTINUACIÓN, SE PRESENTAN LOS RESULTADOS OBTENIDOS PARA LOS DIFERENTES CASOS DE BALANCE ESPECIFICADOS EN LAS BASES DE DISEÑO.

RESULTADOS DEL BALANCE CORRESPONDIENTE AL
SISTEMA RETENCIÓN.

V_1 (LB/HR)	3550,475
ACFM1	1065,142
V_2 (LB/HR)	4814,586
ACFM2	357,804
DI (FT)	3.0
V_I (FT ³)	63,617
θ_I (HR)	0.206
DA (FT)	2.5
V_A (FT ³)	30,630
θ_A (HR)	0,228
Q (BTU/HR)	2615283
BHP1	165,552
BHP2	217,046
BHPT	382,598

SISTEMA LLENADO.

RECIBO POR TUBERÍAS A 100 °F Y 300 PSIG

ENVÍO A BARCOS: 2500 GPM A -28 °F Y 100 PSIG.

L_1 (TON/DÍA)	V_{RB} (LB/HR)	V_{RL} (LB/HR)	V_{RD} (LB/HR)	V_R (LB/HR)
1500	1260.4066	97.7012	1114.0820	2472.1899
2500	1260.4066	97.7012	1114.0820	2472.1899
3000	1260.4066	97.7012	1114.0820	2472.1899
4000	1260.4066	97.7012	1114.0820	2472.1899

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
1500	20539.6594	6161.8978	50599.9107	3760.4167
2500	32372.1514	9711.6454	81810.1178	6079.8553
3000	38288.3974	11486.5192	97415.2214	7239.5745
4000	50120.8874	15036.2668	128625.4285	9559.0131

L_1 (TON/DÍA)	D_I (FT)	V_I (FT ³)	θ_I (HR)	D_A (FT)	V_A (FT ³)
1500	4.5	214.7080	0.0270	3.0	53.0144
2500	5.5	392.0119	0.0298	3.5	84.1848
3000	6.0	508.9380	0.0323	3.5	84.1848
4000	7.0	808.1749	0.0385	4.5	178.8235

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	Q_T (BTU/HR)	D_s (FT)	V_s (FT ³)
1500	0.0376	27485872	4.0	100.5312
2500	0.0369	44439256	5.0	196.3500
3000	0.0310	52915948	5.5	261.3419
4000	0.0499	69869333	6.5	431.3810

L_1 (TON/DfA)	BHP1	BHP2	BHPT
1500	957,7232	2281,0946	3238,8178
2500	1509,4487	3688,0819	5197,5306
3000	1785,3114	4391,5756	6176,8870
4000	2337,0368	5798,5629	8135,5998

SISTEMA LLENADO

RECIBO POR TUBERÍAS A 100 °F Y 300 PSIG

ENVÍO A BARCOS: 3500 GPM A -28 °F Y 100 PSIG.

L_1 (TON/DÍA)	VRB (LB/HR)	VRL (LB/HR)	VRD (LB/HR)	VR (LB/HR)
1500	1764.5693	103.8279	1559.7148	3428.1119
2500	1764.5693	103.8279	1559.7148	3428.1119
3000	1764.5693	103.8279	1559.7148	3428.1119
4000	1764.5693	103.8279	1559.7148	3428.1119

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
1500	21618.8255	6485.6477	52063.3027	3869.1711
2500	33451.3175	10035.3952	83273.5098	6188.6097
3000	39367.5635	11810.2690	98878.6133	7348.3289
4000	51200.0554	15360.0166	130088.8204	9667.7675

L_1 (TON/DÍA)	D_I (FT)	V_I (FT ³)	θ_I (HR)	D_A (FT)	V_A (FT ³)
1500	4.5	214.7082	0.0268	3.0	53.0144
2500	5.5	392.0119	0.0297	3.5	84.1848
3000	6.0	508.9380	0.0322	3.5	84.1848
4000	7.0	808.1747	0.0384	4.5	178.9235

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	QT (BTU/HR)	D_s (FT)	V_s (FT ³)
1500	0.0365	28280786	4.5	143.1392
2500	0.0362	45234171	5.0	196.3500
3000	0.0305	53710863	5.5	261.3419
4000	0.0493	70664247	6.5	431.3810

L_1 (TON/DfA)	BHP1	BHP2	BHPT
1500	1008,0426	2347,0657	3355,1683
2500	1559,7680	3754,0531	5313,8211
3000	1835,6307	4457,5468	6293,1775
4000	2387,3562	5864,5341	8251,8903

SISTEMA LLENADO.

RECIBO POR TUBERÍAS A 100 °F Y 300 PSIG

ENVÍO A BARCOS: 5000 GPM A -28 °F Y 100 PSIG.

L_1 (TON/DÍA)	V_{RB} (LB/HR)	V_{RL} (LB/HR)	V_{RD} (LB/HR)	V_R (LB/HR)
1500	2520,8133	125,5552	2228,1640	4874,5325
2500	2520,8133	125,5552	2228,1640	4874,5325
3000	2520,8133	125,5552	2228,1640	4874,5325
4000	2520,8133	125,5552	2228,1640	4874,5325

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
1500	23251,7285	6975,5185	54277,5838	4033,7291
2500	35084,2205	10525,2661	85487,7909	6353,1677
3000	41000,4664	12300,1399	101092,8944	7512,8369
4000	52832,9584	15849,8875	132303,1015	9832,3255

L_1 (TON/DÍA)	D_I (FT)	V_I (FT ³)	θ_I (HR)	D_A (FT)	V_A (FT ³)
1500	4,5	214,7082	0,0265	3,0	53,0144
2500	5,5	392,0119	0,0295	3,5	84,1848
3000	6,0	508,9380	0,0320	4,0	125,6637
4000	7,0	808,1747	0,0383	4,5	178,9235

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	Q_T (BTU/HR)	D_s (FT)	V_s (FT ³)
1500	0,0350	29483584	4,5	143,1392
2500	0,0353	46436968	5,0	196,3500
3000	0,0446	54913660	5,5	261,3419
4000	0,0485	71867045	6,5	431,3810

L_1 (TON/DfA)	BHP1	BHP2	BHPT
1500	1084.1816	2446.8878	3531.0693
2500	1635.9079	3853.9751	5489.7821
3000	1911.7697	4557.3688	6469.1385
4000	2463.4952	5964.3561	8427.8513

SISTEMA LLENADO.

RECIBO POR TUBERÍAS A 100 °F Y 300 PSIG.

ENVÍO A LLENADERAS: 700 GPM A 40 °F Y 262 PSIG.

L_1 (TON/DÍA)	V_{RB} (LB/HR)	V_{RL} (LB/HR)	V_{RD} (LB/HR)	V_R (LB/HR)
1500	905.0237	45,3887	1413,9846	2364.3971
2500	905.0237	45,3887	1413,9846	2364.3971
3000	905.0237	45,3887	1413,9846	2364.3971
4000	905.0237	45,3887	1413,9846	2364.3971

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
1500	20417.9693	6125,3908	50434,8941	3748.1532
2500	32250.4613	9675,1334	81645,1012	6067.5918
3000	38166.7072	11450,0122	97250,2047	7227.3110
4000	49999.1992	14999,7598	128460,4118	9546.7496

L_1 (TON/DÍA)	D_I (FT)	V_I (FT ³)	θ_I (HR)	D_A (FT)	V_A (FT ³)
1500	4.5	214,7082	0,0270	3,0	53,0144
2500	5.5	392,0119	0,0298	3.5	84.1848
3000	6.0	508,9380	0,0323	3.5	84,1848
4000	7.0	808,1747	0,0385	4.5	178.9235

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	Q_T (BTU/HR)	D_s (FT)	V_s (FT ³)
1500	0,0377	27396234	4,0	100,5312
2500	0,0370	44349619	5,0	196,3500
3000	0,0310	52826311	5,5	261,3419
4000	0,0499	69779696	6,5	431,3810

L_1 (TON/DfA)	BHP1	BHP2	BHPT
1500	952,0491	2273,6555	3225,7045
2500	1503,7745	3680,6428	5184,4173
3000	1779,6372	4384,1365	6163,7737
4000	2331,3627	5791,1238	8122,4865

SISTEMA LLENADO.

RECIBO POR TUBERÍAS A 100 °F Y 300 PSIG.

ENVÍO A TUBERÍAS; 1500, 3000 Y 5000 TON/DÍA

A 40 °F Y 262 PSIA.

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
1500	17745,0443	5323,5133	46810,3019	3478,7856
2500	29575,0738	8972,5221	78017,1693	5795,9760
3000	35490,0886	10647,0266	93620,6038	6957,5712
4000	47320,1181	14196,0354	124827,4717	9276,7616

L_1 (TON/DÍA)	D_I (FT)	V_I (FT ³)	θ_I (HR)	D_A (FT)	V_A (FT ³)
1500	4,0	150,7964	0,0193	2,5	30,6796
2500	5,5	392,0119	0,0301	3,5	84,1848
3000	6,0	508,9380	0,0326	4,0	125,6637
4000	7,0	808,1747	0,0388	4,5	178,9235

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	Q_T (BTU/HR)	D_S (FT)	V_S (FT ³)
1500	0,0235	25427356	4,0	100,5312
2500	0,0387	42378927	5,0	196,3500
3000	0,0481	50854712	5,0	196,3500
4000	0,0514	67806283	6,0	339,2928

L_1 (TON/DÍA)	BHP1	BHP2	BHPT
1500	827,4159	2110,2552	2937,6711
2500	1379,0265	3517,0920	4896,1136
3000	1654,8318	4220,5104	5875,3423
4000	2206,4425	5627,3473	7833,7897

SISTEMA LLENADO

RECIBO POR BARCOS A - 28 °F Y 150 PSIG,

ENVÍO A TUBERÍAS: 1500, 3000 Y 5000 TON/DÍA

A 40 °F Y 262 PSIA,

L_1 (TON/DÍA)	V_{CD} (LB/HR)	V_{CB} (LB/HR)	V_{CT} (LB/HR)	V_c (LB/HR)
5000	598,8436	959,9853	71,3540	1630,1829
7500	898,2654	1439,9780	97,7012	2435,9487
10000	1197,6872	1919,9707	92,9296	3210,5875
12500	1497,1091	2399,9633	103,8279	4000,9002
15000	1796,5309	2879,9560	125,5552	4802,0421

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
5000	1840,3572	552,1072	2495,5980	185,4645
7500	2750,0033	825,0010	3729,1144	277,1354
10000	3624,5183	1087,3555	4914,9918	365,2658
12500	4516,7236	1355,0171	6124,8579	455,1790
15000	5421,1541	1626,3462	7351,3019	546,3242

L_1 (TON/DÍA)	D_I (FT)	V_I (FT ³)	θ_I (HR)	D_A (FT)	V_A (FT ³)
5000	2,0	18,8496	0,0255	1,0	1,3635
7500	3,0	63,6173	0,0575	1,5	6,6268
10000	3,0	63,6173	0,0436	1,5	6,6268
12500	3,0	63,6173	0,0350	1,5	6,6268
15000	3,5	101,0218	0,0692	2,0	15,7080

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	Q_T (BTU/HR)	D_s (FT)	V_s (FT ³)
5000	0.0282	1355609	3.5	67.3479
7500	0.0637	2025655	4.0	100.5310
10000	0.0483	2669824	4.0	100.5310
12500	0.0388	3327023	4.5	143.1388
15000	0.0766	3993227	4.5	143.1388

L_1 (TON/DÍA)	BHP1	BHP2	BHPT
5000	85.8122	112.5041	198.3162
7500	128.2272	168.1122	296.3394
10000	169.0040	221.5727	390.5768
12500	210.6058	276.1147	486.7205
15000	252.7776	331.4040	584.1816

SISTEMA LLENADO,

RECIBO POR BARCOS A - 28 °F Y 150 PSIG,

ENVÍO A LLENADERAS: 700 GPM A 40 °F Y 262 PSIG.

L_1 (TON/DÍA)	VCD (LB/HR)	VCB (LB/HR)	VCT (LB/HR)	Vc (LB/HR)
5000	598.8436	959.9853	71.3540	1630.1829
7500	898.2654	1439.9780	97.7012	2435.9487
10000	1197.6872	1919.9707	92.9296	3210.5875
12500	1497.1091	2399.9633	103.8279	4000.9002
15000	1796.5309	2879.9560	125.5552	4802.0421

L_1 (TON/DÍA)	V_1 (LB/HR)	ACFM1	V_2 (LB/HR)	ACFM2
5000	4509.5885	1352.8766	6115.1825	454.4600
7500	5419.9447	1625.7704	7348.6989	546.1308
10000	6293.7497	1888.1249	8534.5763	634.2613
12500	7185.9549	2155.7865	9744.4423	724.1745
15000	8090.3855	2427.1156	10970.8863	815.3197

L_1 (TON/DÍA)	DI (FT)	V_i (FT ³)	θ_i (HR)	DA (FT)	VA (FT ³)
5000	3.0	63.6173	0.0351	1.5	6.6268
7500	3.5	101.0218	0.0692	2.0	15.7080
10000	3.5	101.0218	0.0596	2.0	15.7080
12500	3.5	101.0218	0.0522	2.0	15.7080
15000	3.5	101.0218	0.0463	2.0	15.7080

L_1 (TON/DÍA)	θ_A (HR)	Q_T (BTU/HR)	D_s (FT)	V_s (FT ³)
5000	0.0388	3321767	4.5	143.1388
7500	0.0766	3991813	4.5	143.1388
10000	0.0660	4635981	5.0	196.3495
12500	0.0578	5293181	5.0	196.3495
15000	0.0513	5959385	5.5	261.3412

L_1 (TON/DÍA)	BHP1	BHP2	BHPT
5000	210.2731	275.6785	485.9516
7500	252.6881	331.2867	583.9748
10000	293.4650	384.7472	678.2122
12500	335.0667	439.2892	774.3559
15000	377.2385	494.5785	871.8170

D) HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS NORMALIZADOS.

EFFECTUANDO UN ANÁLISIS SOBRE LOS RESULTADOS OBTENIDOS EN LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA Y EL DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE CADA UNO DE LOS EQUIPOS DE PROCESO, SE PROCEDIÓ A DETERMINAR CAPACIDADES Y ESPECIFICACIONES DE CADA EQUIPO, DE TAL MODO QUE FUERA OPERABLE PARA EL RANGO DE CAPACIDADES DE PLANTA DEFINIDO EN LAS BASES DE DISEÑO.

A CONTINUACIÓN, SE PRESENTAN LAS HOJAS DE DATOS OBTENIDAS DEL PROCEDIMIENTO MENCIONADO, ASÍ COMO TAMBIÉN UN SUMARIO EN EL CUAL SE HAN ORDENADO CADA UNO DE LOS CASOS DE DISEÑO Y LOS EQUIPOS POR LOS QUE ESTÁ CONSTITUIDA CADA PLANTA.

FACULTAD DE QUIMICA

U. N. A. M.

HOJA DE DATOS DE
PROCESO
PARA RECIPIENTES

CLIENTE *ALTEX*

PROYECTO NO. *1102*

PLANTA *ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE AMONIACO REFRIG.*

HOJA *1* DE *1*

CLAVE DEL EQUIPO *FA-2*

NO. DE UNIDADES

SERVICIO *TANQUE SEPARADOR DE INTERFACES LLENADO.*

POSICION *VERTICAL*

TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO

FLUJO: *0.2814 ft³/seg*

DENSIDAD *39.78 lb/ft³*

VAPOR

FLUJO: *125.2 ft³/seg*

DENSIDAD *0.22 lb/ft³*

TEMPERATURA: OPERACION *39 °F*

MAXIMA *163 °F*

DISEÑO *163 °F*

PRESION : OPERACION *50 psig*

MAXIMA *50 psig*

DISEÑO *7.8 psig.*

DIMENSIONES: LONGITUD T.T. *216 in.* DIAMETRO *72 in.* CAP. TOTAL *3813 gal*

NIVEL: NORMAL *53 in.* MAXIMO *85 in.* MINIMO *6 in.*

ALARMA DE ALTO NIVEL *69 in.* ALARMA BAJO NIVEL *25 in.* NIVEL PARO *99 in.*

MATERIALES: CASCARON *A. S.*

CABEZAS *A. S.*

MALLA SEPARADORA ESPESOR/MATERIAL *6 in / A. INOX.*

TIPO *CIRCULAR*

CORBOSION PERMISIBLE: CASCARON *1/16 in*

CABEZAS *1/16 in*

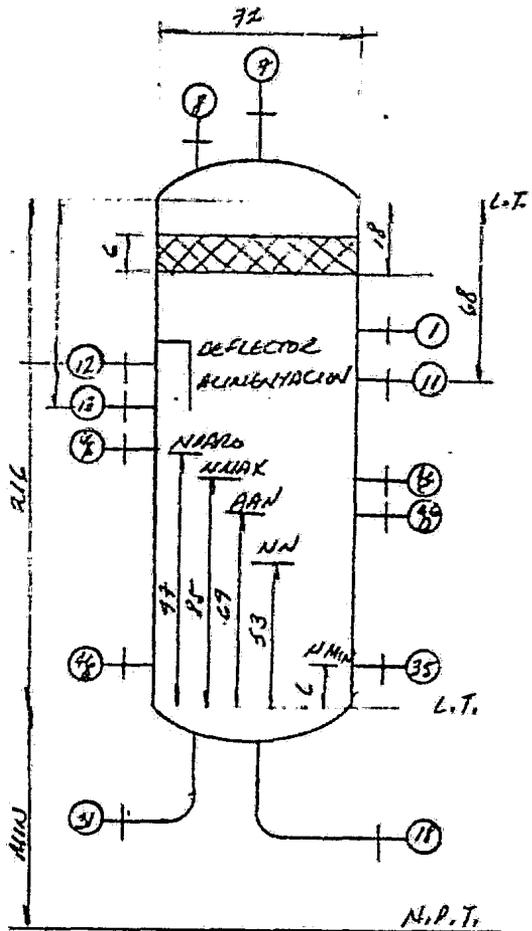
BOQUILLAS

NO.	CANT.	DIAM.	SERVICIO
1	1	20	REGISTROS DE NIVEL
7	1	16	SALIDA DE VAPOR A GA-1
8	1	1 1/2	VENTEO
11	1	12	ALIMENTACION DE GA-1
12	1	4	ALIMENTACION DE EA-1
13	1	8	ALIMENTACION RECIBO TUBERIAS
18	1	4	SALIDA DE LIQUIDO A FA-1
31	1	3	DRENE
35	1	2	CONEXION DE SERVICIO
42	4	2	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS.

1) ESTE RECIPIENTE SE UTILIZARA EN SISTEMAS LLENADOS PARA CASOS DE RECIBO CALIENTE.

2) ACOTACIONES SIN UN.



N.P.T.

FACULTAD DE QUIMICA

U. N. A. M.

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

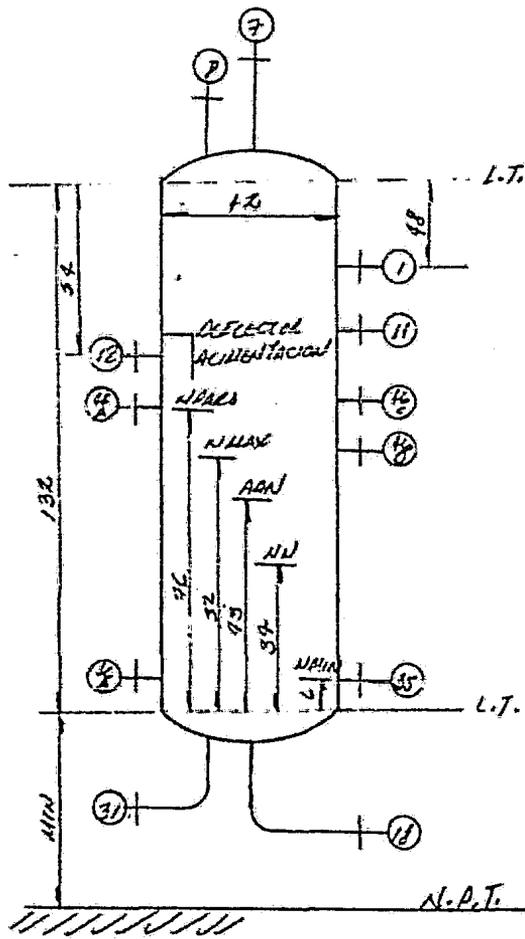
CLIENTE <i>PEMEX</i>	PROYECTO NO. <i>1002</i>
PLANTA <i>ACUACENTAMIENTO Y DISTRIBUCION DE AQUELADO L.F.</i>	HOJA <i>1</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION	
CLAVE DEL EQUIPO <i>EA-2 / EA-3</i>	NO. DE UNIDADES
SERVICIO <i>TANQUE SOL. DE INTERCIAMBIO LLENADO / RETENCION</i>	POSICION <i>VERTICAL</i>
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO	FLUJO: <i>0.53 l/s</i> DENSIDAD <i>39.28 lb/l</i>
	FLUJO: <i>13.56 l/s</i> DENSIDAD <i>2.22 lb/l</i>
TEMPERATURA: OPERACION <i>34°F</i> MAXIMA <i>163°F</i>	DISEÑO <i>163°F</i>
PRESION: OPERACION <i>20 psig</i> MAXIMA <i>50 psig</i>	DISEÑO <i>78 psig</i>
DIMENSIONES: LONGITUD T.T. <i>132 in</i> DIAMETRO <i>42 in</i>	CAP. TOTAL <i>773 gal</i>
NIVEL: NORMAL <i>34 in</i> MAXIMO <i>52 in</i> MINIMO <i>6 in</i>	
ALARMA DE ALTO NIVEL <i>43 in</i> ALARMA BAJO NIVEL <i>18 in</i> NIVEL PARO <i>76 in</i>	
MATERIALES: CASCARON <i>A-1</i> CABEZAS <i>A-1</i>	
MALLA SEPARADORA ESPESOR/MATERIAL <i>NO</i>	TIPO
CORROSION PERMISIBLE: CASCARON <i>1/16 in</i> CABEZAS <i>1/16 in</i>	

BOQUILLAS

NO.	CANT	DIAM	SERVICIO
1	1	20	REGISTRO DE ADMISION
7	1	8	SALIDA DE VAPOR A GB-1/GB-2
8	1	1 1/2	VENTEO
11	1	8	ACUACENTACION DE GB-1/GB-2
12	1	8	ACUACENTACION DE EA-1/EA-2
18	1	4	SALIDA DE LIQUIDO A FB-1
31	1	3	ARENE
35	1	2	CONEXION DE SERVICIO
46	4	2	INSTUMENTOS DE NIVEL

NOTAS.

- ESTE RECIPIENTE SE UTILIZARA EN SISTEMAS LLENADO PARA CASOS DE RECIBIERO Y EN SISTEMAS RETENCION.
- ACOTACIONES EN IN.



FACULTAD DE QUIMICA U. N. A. M.

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE *PERIOL*
 PLANTA *ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE ALIMENTO REFINADO*
 LOCALIZACION

PROYECTO NO. *1002*
 HOJA *1* DE *1*

CLAVE DEL EQUIPO *FA-2*

NO. DE UNIDADES

SERVICIO *TANQUE ACUMULADOR FINAL LLENADO*

POSICION *ALIMENTACION*

TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO

FLUJO: *3 965 lbs/sec*

DENSIDAD *50.12 lb/gal*

VAPOR

FLUJO:

DENSIDAD

TEMPERATURA: OPERACION *110 °F*

MAXIMA *110 °F*

DISEÑO *110 °F*

PRESION: OPERACION *232 psig*

MAXIMA *232 psig*

DISEÑO *232 psig*

DIMENSIONES: LONGITUD T.T. *144 in*, DIAMETRO *54 in*, CAP. TOTAL *1430 gal*

NIVEL: NORMAL *29 in*, MAXIMO *35 in*, MINIMO *5 in*

ALARMA DE ALTO NIVEL *37 in*, ALARMA BAJO NIVEL *16 in*, NIVEL PAÑO

MATERIALES: CASCARON *A. S.*, CABEZAS *A. S.*

MALLA SEPARADORA ESPESOR/MATERIAL *NO*, TIPO

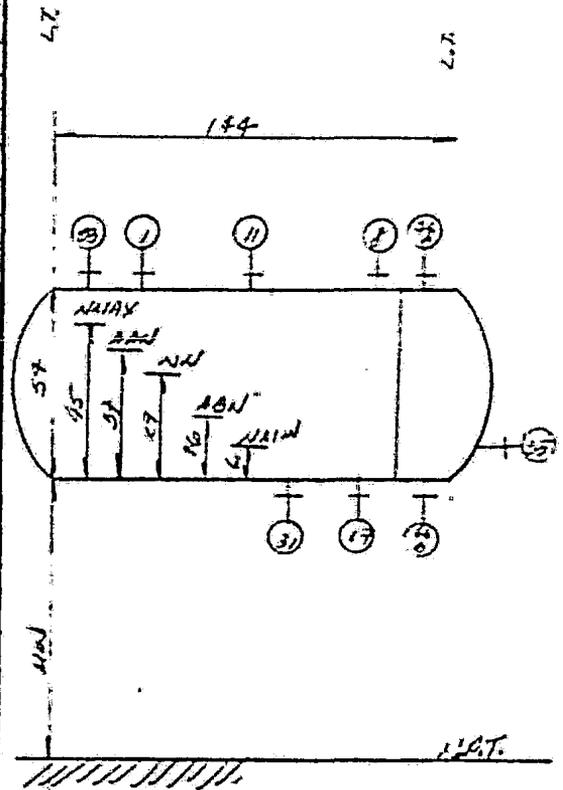
CORBOSION PERMISIBLE: CASCARON *1/16 in*, CABEZAS *1/16 in*

BOQUILLAS

NO.	CANT	DIAM	SERVICIO
1	1	20	REGISTRO DE HOMBRE
8	1	2	VENTEO
11	1	6	ALIMENTACION DE EA-1
13	1	6	SALIDA A FA-2
31	1	3	DRENE
33	1	4	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	2	CONEXION DE SERVICIO
46	2	2	INSTRUMENTOS DE NIVEL

NOTAS.

- ESTE RECIPIENTE SE UTILIZARA EN SISTEMAS LLENADO PARA CASOS DE RECIBO CALIENTE
- ACOTACIONES EN IN.



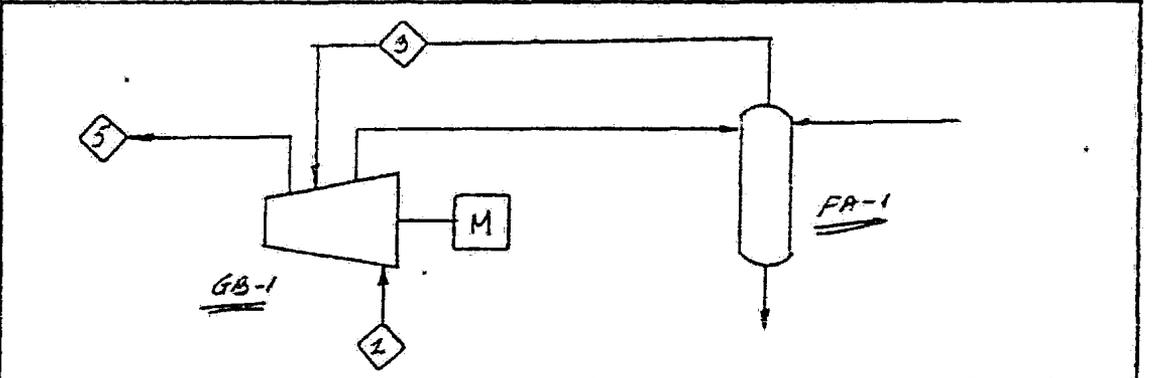
FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.	HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COMPRESORES
-----------------------------------	---

CLIENTE <i>PEMEX</i>	PROYECTO NO. <i>1002</i>
PLANTA <i>ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE ANILINDO REFRIGERANTE</i>	HOJA <i>1</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION	NO. DE UNIDADES
CLAVE DEL EQUIPO <i>GB-1</i>	TIPO <i>CENTRIFUGO</i>
SERVICIO <i>COMPRESOR LLENADO</i>	TIPO <i>CENTRIFUGO</i>

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

GAS MANEJADO	ANIONIACO		ANION A20			
CORRIENTE	②		③			
CAPACIDAD	MIN	NOR	MAX	MIN	NOR	MAX
(b7hr	<i>2771</i>	<i>11226</i>		<i>23425</i>	<i>2738</i>	
MSCFD (60°F, 14.7 psia)	<i>4520</i>	<i>6046</i>		<i>3016</i>	<i>3472</i>	
ACFM a P y T	<i>2631</i>	<i>3488</i>		<i>1940</i>	<i>2712</i>	
PESO MOLECULAR		<i>17</i>			<i>17</i>	
CONDICIONES A LA SUCCION						
PRESION (psia)		<i>14.7</i>			<i>14.7</i>	
TEMPERATURA (°F)		<i>-28</i>			<i>34</i>	
DENSIDAD (lb/ft ³)		<i>0.055</i>			<i>0.224</i>	
COMPRESIBILIDAD		<i>0.97</i>				
k (Cp/Cv)		<i>1.32</i>			<i>1.30</i>	
HUMEDAD RELATIVA		<i>0.05</i>				
CONDICIONES A LA DESCARGA						
PRESION (psia)		<i>66.2</i>			<i>254.5</i>	
TEMPERATURA (°F)		<i>163</i>			<i>212</i>	

PRESION ATMOSFERICA *14.7 psia*
 ACCIONADOR *MOTOR ELECTRICO*



NOTAS. (1) LAS CONDICIONES DE PRESION SON A LA ENTRADA Y SALIDA DE LAS BOQUILLAS DE SUCCION Y DESCARGA, RESPECTIVAMENTE
 (2) ESTE COMPRESOR SE UTILIZARA EN SISTEMAS DE LLENADO, EN CASOS DE RECIBO CALIENTE.

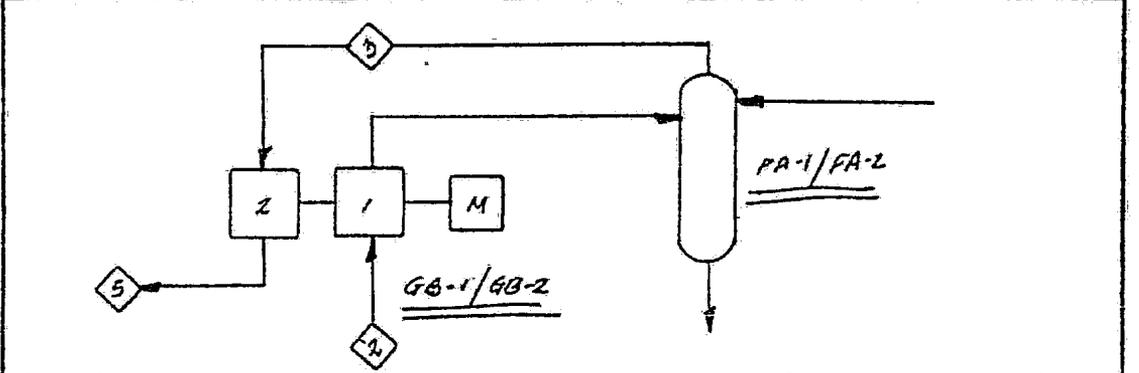
FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.	HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA COMPRESORES
-----------------------------------	---

CLIENTE <i>RENER</i>	PROYECTO NO. <i>1002</i>
PLANTA <i>ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE ANODIACO REFRIGERADO</i>	HOJA <i>1</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION	
CLAVE DEL EQUIPO <i>GB-1 / GA-2</i>	NO. DE UNIDADES
SERVICIO <i>COMPRESOR LLENADO / RETENCION</i>	TIPO <i>RECIPROCANTE</i>

CONDICIONES DE OPERACION POR UNIDAD

GAS MANEJADO	—	ANODIACO	—	—	ANODIACO	—
CORRIENTE	—	2	—	—	3	—
CAPACIDAD	MIN	NOR	MAX	MIN	NOR	MAX
Lb/hr	1840	3625		2096	4914	
MSCFD (60°F, 14.7 psia)	957	1884		321	633	
ACFM a P y T	552	1087		185	365	
PESO MOLECULAR		17			17	
CONDICIONES A LA SUCCION						
PRESION (psia)		14.7			14.7	
TEMPERATURA (°F)		-28			34	
DENSIDAD (lb/ft ³)		0.055			0.224	
COMPRESIBILIDAD		0.97			—	
k (Cp/Cv)		1.32			1.30	
CONDICIONES A LA DESCARGA						
PRESION (psia)		66.2			254.5	
TEMPERATURA (°F)		163			218	

PRESION ATMOSFERICA *14.7 psia*
 ACCIONADOR *MOTOR ELECTRICO*



NOTAS. (1) LAS CONDICIONES DE PRESION SON A LA ENTRADA Y SALIDA DE LAS BOQUILLAS DE SUCCION Y DESCARGA, RESPECTIVAMENTE.
 (2) ESTE COMPRESOR SE UTILIZARA EN SISTEMAS DE RETENCION Y EN SISTEMAS DE LLENADO, EN CASOS DE RECIBO FRIJO.

FACULTAD DE QUIMICA

U. N. A. M.

HOJA DE DATOS PARA
CAMBIADORES DE CALOR

CLIENTE *PERLEX*

PROYECTO NO. *1032*

PLANTA *ALIMENTACION Y DISTRIBUCION DE ANONDO REFRIGERADO*

HOJA *1* DE *1*

LOCALIZACION

CLAVE DE LA UNIDAD *EA-1*

NO. DE UNIDADES

SERVICIO DE LA UNIDAD *CONDENSACION ENAL VLENADOS*

TAMAÑO *82RU X 144RU*

TIPO *ACLI*

POSICION *HORIZONTAL*

AREA POR UNIDAD (GR/EF) *4697/4149 ft²*

ENVOLVENTES POR UNIDAD

AREA POR ENVOLVENTE (GR/EF) *4697/4149 ft²*

ARREGLO DE ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	<i>REFRIGERANTE</i>		<i>AGUA ENFRIAMIENTO</i>	
FLUJO TOTAL <i>16/HR</i>	<i>54278</i>		<i>2019685</i>	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO <i>12/HR</i>		<i>54278</i>	<i>2019685</i>	<i>2019685</i>
DENSIDAD RELATIVA		<i>0.57</i>	<i>1.0</i>	<i>1.0</i>
CONDUCTIVIDAD TERMICA		<i>—</i>	<i>—</i>	<i>—</i>
VISCOSIDAD <i>CP</i>		<i>2.09</i>	<i>3.76</i>	<i>0.76</i>
CALOR ESPECIFICO <i>BTU/16 OF</i>		<i>—</i>	<i>1.0</i>	<i>1.0</i>
PESO MOLECULAR		<i>17</i>	<i>18</i>	<i>18</i>
VAPOR <i>16/HR</i>	<i>54278</i>			
CALOR LATENTE <i>BTU/16</i>	<i>466</i>			
PESO MOLECULAR	<i>17</i>			
CONDUCTIVIDAD TERMICA <i>BTU/HR FT²</i>	<i>0.017</i>			
CALOR ESPECIFICO <i>BTU/16 OF</i>	<i>0.53</i>			
VISCOSIDAD <i>CP</i>	<i>0.112</i>			
DENSIDAD <i>3/113</i>	<i>0.63</i>			
TEMPERATURA <i>OF</i>	<i>212</i>	<i>110</i>	<i>70</i>	<i>105</i>
PRESION <i>517</i>	<i>240</i>		<i>43</i>	
NUMERO DE PASOS	<i>1</i>		<i>2</i>	
VELOCIDAD <i>4/500</i>	<i>15.95</i>		<i>4.585</i>	
CAIDA DE PRESION <i>0.5</i>	PERM. <i>3</i>	CALC. <i>0.2</i>	PERM. <i>5</i>	CALC. <i>4.6</i>
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	<i>0.001</i>		<i>0.001</i>	
CALOR INTERCAMBIADO <i>12 275 BTU/HR</i>				
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR	<i>LIMPIO 1003 BTU/16 FT² SERVICIO 967</i>			

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO <i>209</i>	<i>291</i>	<i>54</i>
PRESION DE PRUEBA <i>259</i>	<i>743</i>	<i>89</i>
TEMPERATURA DE DISEÑO	<i>266</i>	<i>127</i>
TUBOS <i>ADMIRALTY NO. 1870 D.E. 3/8 IN BWG 16</i>	LONGITUD <i>12 FT</i> PASO <i>1" Δ</i>	
ENVOLVENTE <i>A.C. D.I. 98 IN.</i>	TUBO TIPO	
MAMPARAS	% CORTE <i>25</i> NO. / ESPACIAMIENTO <i>7 / 15 IN.</i>	
BOQUILLAS ENVOLVENTE	ENTRADA: <i>10 IN</i>	SALIDA: <i>5 IN</i>
BOQUILLAS CANAL	ENTRADA: <i>14 IN</i>	SALIDA: <i>14 IN</i>

NOTAS

FACULTAD DE QUIMICA U.N.A.M.	HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR
--	--

CLIENTE <i>PEMEX</i>	PROYECTO NO. <i>1002.</i>
PLANTA <i>ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE ANILINACOL ZEPEDA.</i>	HOJA <i>1</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION	
CLAVE DE LA UNIDAD <i>EA-1/EA-2</i>	NO. DE UNIDADES
SERVICIO DE LA UNIDAD <i>CONDENSADOR FINAL LLENADA/RETENCION</i>	
TAMAÑO <i>17 1/2 in X 14 1/2 in</i> TIPO <i>AEM</i> POSICION <i>HORIZONTAL</i>	
AREA POR UNIDAD (GR/EF) <i>461/416 ft²</i>	ENVOLVENTES POR UNIDAD
AREA POR ENVOLVENTE (GR/EF) <i>461/416 ft²</i>	ARREGLO DE ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO	<i>ANILINACOL</i>		<i>AGUA ENFRIAMIENTO.</i>	
FLUJO TOTAL <i>16/HR.</i>	<i>4915</i>		<i>182 887</i>	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO <i>16/HR</i>		<i>4915</i>	<i>182 887</i>	<i>182 887</i>
DENSIDAD RELATIVA		<i>0.57</i>	<i>1.0</i>	<i>1.0</i>
CONDUCTIVIDAD TERMICA		—	—	—
VISCOSIDAD <i>cp</i>		<i>0.09</i>	<i>0.76</i>	<i>0.76</i>
CALOR ESPECIFICO <i>BTU/lb °F</i>		—	<i>1.0</i>	<i>1.0</i>
PESO MOLECULAR		<i>17</i>	<i>18</i>	<i>18</i>
VAPOR <i>16/HR</i>	<i>4915</i>			
CALOR LATENTE <i>BTU/lb</i>	<i>466</i>			
PESO MOLECULAR	<i>17</i>			
CONDUCTIVIDAD TERMICA <i>BTU/ft² hr °F</i>	<i>0.017</i>			
CALOR ESPECIFICO <i>BTU/lb °F</i>	<i>0.53</i>			
VISCOSIDAD <i>cp</i>	<i>0.012</i>			
DENSIDAD <i>lb/ft³</i>	<i>1.63</i>			
TEMPERATURA <i>°F</i>	<i>218</i>	<i>110</i>	<i>70</i>	<i>104</i>
PRESION <i>PSIG</i>	<i>290</i>		<i>93</i>	
NUMERO DE PASOS	<i>1</i>		<i>2</i>	
VELOCIDAD <i>ft/seg</i>	<i>4.8</i>		<i>3.76</i>	
CAIDA DE PRESION <i>psi</i>	PERM. <i>3</i>	CALC. <i>0.8</i>	PERM. <i>5</i>	CALC. <i>3.71</i>
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	<i>0.001</i>		<i>0.001</i>	
CALOR INTERCAMBIADO	<i>2 560 422 BTU/HR.</i>			
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR	<i>LIMPIO 970 BTU/ft² hr °F SERVICIO 378 BTU/ft² hr °F</i>			

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO <i>PSIG</i>	<i>291</i>	<i>54</i>
PRESION DE PRUEBA <i>PSIG</i>	<i>443</i>	<i>89</i>
TEMPERATURA DE DISEÑO <i>°F.</i>	<i>266</i>	<i>127</i>
TUBOS <i>ADMIRALTY</i> NO. <i>196</i> D.E. <i>3/4 in</i> BWG <i>16</i> LONGITUD <i>12 ft</i> PASO <i>1 in Δ</i>		
ENVOLVENTE <i>A.C.</i> D.I. <i>17 1/4 in</i> TUBO TIPO <i>—</i>		
MAMPARAS % CORTE <i>25</i> NO. / ESPACIAMIENTO <i>2 / 18 in.</i>		
BOQUILLAS ENVOLVENTE. ENTRADA: <i>6 in</i> SALIDA: <i>4 in</i>		
BOQUILLAS CANAL. ENTRADA: <i>6 in</i> SALIDA: <i>6 in</i>		

NOTAS *—*

FACULTAD DE QUIMICA

U. N. A. M.

HOJA DE DATOS PARA
CAMBIADORES DE CALORCLIENTE *PEMEX*PROYECTO NO. *1002*PLANTA *REFINAMIENTO Y DESTILACION DE PRODUCTOS PETROLEROS*HOJA *1* DE *1*

LOCALIZACION

CLAVE DE LA UNIDAD *EA-3/EA-2*

NO. DE UNIDADES

SERVICIO DE LA UNIDAD *CALENTAMIENTO DE LIQUIDOS A CENASERAS / TUBERIAS.*TAMAÑO *24 in x 12 in*TIPO *HEM*POSICION *VERTICAL*AREA POR UNIDAD (GR/EF) *1655/559 ft²*

ENVOLVENTES POR UNIDAD

AREA POR ENVOLVENTE (GR/EF) *1655/559 ft²*

ARREGLO DE ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

FLUIDO CIRCULADO	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO CIRCULADO	<i>FLUIDO</i>		<i>TUBOS</i>	
FLUJO TOTAL <i>5/11</i>	<i>52460</i>		<i>322215</i>	
LIQUIDO <i>16/11</i>	<i>57960</i>	<i>152960</i>	<i>572075</i>	<i>322275</i>
DENSIDAD RELATIVA	<i>0.61</i>	<i>0.61</i>	<i>0.35</i>	<i>0.35</i>
CONDUCTIVIDAD TERMICA	<i>0.20</i>	<i>0.20</i>	<i>0.053</i>	<i>0.053</i>
VISCOSIDAD <i>CP</i>	<i>0.17</i>	<i>0.17</i>	<i>0.42</i>	<i>0.72</i>
CALOR ESPECIFICO <i>BTU/10°F</i>	<i>1.1</i>	<i>1.1</i>	<i>0.5</i>	<i>0.5</i>
PESO MOLECULAR	<i>17</i>	<i>17</i>	<i>—</i>	<i>—</i>
VAPOR				
CALOR LATENTE				
PESO MOLECULAR				
CONDUCTIVIDAD TERMICA				
CALOR ESPECIFICO				
VISCOSIDAD				
DENSIDAD				
TEMPERATURA <i>°F</i>	<i>-28</i>	<i>40</i>	<i>100</i>	<i>20</i>
PRESION <i>PSIG</i>	<i>40</i>		<i>40</i>	
NUMERO DE PASOS		<i>1</i>		<i>2</i>
VELOCIDAD <i>ft/sec</i>		<i>4.03</i>		<i>4.72</i>
CAIDA DE PRESION <i>PSI</i>		PERM. <i>3</i> CALC. <i>1.45</i>		PERM. <i>5</i> CALC. <i>3.27</i>
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO		<i>1.001</i>		<i>0.002</i>
CALOR INTERCAMBIADO	<i>11 441 215 370 /hr</i>			
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR	<i>LIMPIO 11.374 /hr</i>		<i>SERVICIO 317.000</i>	

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO <i>PSIG</i>	<i>28</i>	<i>57</i>
PRESION DE PRUEBA <i>PSIG</i>	<i>43</i>	<i>74</i>
TEMPERATURA DE DISEÑO <i>°F</i>	<i>-28</i>	<i>117</i>
TUBOS A.C. NO. <i>604</i> D.E. <i>3/4 in</i> BWG <i>16</i> LONGITUD <i>14/11</i> PASOS <i>11-1</i>		
ENVOLVENTE A.C. D.I. <i>24 in</i> TUBO TIPO		
MAMPARAS % CORTE <i>25</i> NO. / ESPACIAMIENTO <i>10/12 in</i>		
BOQUILLAS ENVOLVENTE, ENTRADA: <i>6 in</i> SALIDA: <i>6 in</i>		
BOQUILLAS CANAL, ENTRADA: <i>10 in</i> SALIDA: <i>10 in</i>		

NOTAS

FACULTAD DE QUIMICA U. N. A. M.	HOJA DE DATOS PARA CAMBIADORES DE CALOR
--------------------------------------	--

CLIENTE <i>RELEX</i>	PROYECTO NO. <i>1002</i>
PLANTA <i>ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE PARAFINA REFINA.</i>	HOJA <i>1</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION	
CLAVE DE LA UNIDAD <i>EA-5</i>	NO. DE UNIDADES
SERVICIO DE LA UNIDAD <i>CALENTADOR RODILLO DE VACIO</i>	
TAMAÑO <i>17 1/4 in x 7 1/2 in</i> TIPO <i>AEM</i> POSICION <i>HORIZONTAL</i>	
AREA POR UNIDAD (GR/EF) <i>247/242 ft²</i>	ENVOLVENTES POR UNIDAD
AREA POR ENVOLVENTE (GR/EF) <i>247/242 ft²</i>	ARREGLO DE ENVOLVENTES

CONDICIONES DE OPERACION PARA UNA UNIDAD

	LADO DE LA ENVOLVENTE		LADO DE LOS TUBOS	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
FLUIDO CIRCULADO	<i>ANIONACO</i>		<i>TURPESINA</i>	
FLUJO TOTAL <i>16/111</i>	<i>17075</i>		<i>75515</i>	
LIQUIDO <i>16/111</i>	<i>17075</i>	<i>17075</i>	<i>75515</i>	<i>75515</i>
DENSIDAD RELATIVA	<i>0.61</i>	<i>0.61</i>	<i>0.85</i>	<i>0.85</i>
CONDUCTIVIDAD TERMICA <i>BTU/ft²</i>	<i>0.20</i>	<i>0.20</i>	<i>0.053</i>	<i>0.053</i>
VISCOSIDAD <i>cp.</i>	<i>0.19</i>	<i>0.19</i>	<i>1.96</i>	<i>1.92</i>
CALOR ESPECIFICO <i>BTU/lb °F</i>	<i>1.1</i>	<i>1.1</i>	<i>0.5</i>	<i>0.5</i>
PESO MOLECULAR	<i>17</i>	<i>17</i>	<i>—</i>	<i>—</i>
VAPOR				
CALOR LATENTE				
PESO MOLECULAR				
CONDUCTIVIDAD TERMICA				
CALOR ESPECIFICO				
VISCOSIDAD				
DENSIDAD				
TEMPERATURA <i>°F</i>	<i>-28</i>	<i>52</i>	<i>100</i>	<i>60</i>
PRESION <i>PSIG</i>	<i>40</i>		<i>46</i>	
NUMERO DE PASOS	<i>1</i>		<i>4</i>	
VELOCIDAD <i>ft/sec</i>	<i>1.08</i>		<i>3.98</i>	
CAIDA DE PRESION <i>PSI</i>	PERM. <i>3</i>	CALC. <i>0.9</i>	PERM. <i>5</i>	CALC. <i>3.69</i>
RESISTENCIA ENSUCIAMIENTO	<i>0.001</i>		<i>0.002</i>	
CALOR INTERCAMBIADO	<i>1 502 600 BTU/hr</i>			
COEF. TOTAL DE TRANSF. DE CALOR	<i>LIMPIO 112 BTU/hr ft² °F. SERVICIO 85 BTU/hr ft² °F.</i>			

CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

PRESION DE DISEÑO <i>PSIG</i>	<i>81</i>	<i>57</i>
PRESION DE PRUEBA <i>PSIG</i>	<i>84</i>	<i>94</i>
TEMPERATURA DE DISEÑO <i>°F</i>	<i>-28</i>	<i>117</i>
TUBOS <i>A.C.</i> NO. <i>190</i> D.E. <i>3/4 in</i> BWG <i>16</i> LONGITUD <i>6 ft</i> PASO <i>1 1/2 in</i>		
ENVOLVENTE <i>A.C.</i> D.I. <i>17 1/4 in</i> TUBO TIPO		
MAMPARAS % CORTE <i>15%</i> NO. / ESPACIAMIENTO <i>3 / 12 in</i>		
BOQUILLAS ENVOLVENTE. ENTRADA: <i>4 in</i> SALIDA: <i>4 in</i>		
BOQUILLAS CANAL. ENTRADA: <i>6 in</i> SALIDA: <i>6 in</i>		

NOTAS

FACULTAD DE QUIMICA U. N. A. M.

HOJA DE DATOS DE BOMBAS

CLIENTE <i>AMEX</i>	PROYECTO NO. <i>1002</i>
PLANTA <i>ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE AMONIACO REFRIG.</i>	HOJA <i>4</i> DE <i>1</i>
LOCALIZACION	
CLAVE DE LA UNIDAD <i>GA-4</i>	NO. DE UNIDADES
SERVICIO DE LA UNIDAD <i>BOMBA ROTATORIA DE VACIO.</i>	

CONDICIONES DE OPERACION

LIQUIDO	<i>AMONIACO</i>
GPM A Tb	<i>50</i>
TEMPERATURA	<i>-28 °F</i>
DENSIDAD RELATIVA A Tb	<i>0.61</i>
PRESION DE VAPOR A Tb <i>(psia)</i>	<i>14.7</i>
VISCOSIDAD A Tb <i>(cp)</i>	<i>0.19</i>
PRESION DE SUCCION <i>(psig)</i>	<i>0</i>
DIFERENCIAL DE PRESION <i>(psi)</i>	<i>40</i>
DIFERENCIAL DE CARGA <i>(ft)</i>	<i>135</i>
NPSH DISPONIBLE <i>(ft)</i>	<i>.</i>
POTENCIA HIDRAULICA <i>(HP)</i>	<i>2</i>

NOTAS.-

(1) UNIDAD ADI-CAD ES ALTERNATIVA.

PARA FACILITAR LA TABULACIÓN DE TODOS LOS CASOS DE DISEÑO CONSIDERADOS Y EL EQUIPO QUE CONSTITUYE A CADA UNA DE LAS PLANTAS, ASIGNAREMOS CLAVES A CADA UNO DE LOS ELEMENTOS DE LA TABULACIÓN COMO SIGUE:

CLAVE	CASO DE DISEÑO
1	SISTEMA RETENCIÓN. SISTEMA LLENADO;
2	RECIBO FRÍO 5000 TON/DÍA, ENVÍO A LLENADERAS.
3	" 7500 " "
4	" 10000 " "
5	" 12500 " "
6	" 15000 " "
7	RECIBO FRÍO 5000 TON/DÍA, ENVÍO A TUBERÍAS.
8	" 7500 " "
9	" 10000 " "
10	" 12500 " "
11	" 15000 " "
12	RECIBO CALIENTE 1500 TON/D, ENVÍO A BARCOS 2500 GPM.
13	" 2500 " "
14	" 3000 " "
15	" 4000 " "
16	RECIBO CALIENTE 1500 TON/D, ENVÍO A BARCOS 3500 GPM.
17	" 2500 " "
18	" 3000 " "
19	" 4000 " "

(CONTINÚA)

(CONTINUACIÓN)

CLAVE	CASO DE DISEÑO
20	RECIBO CALIENTE 1500 TON/D, ENVÍO A BARCOS 5000 GPM,
21	" 2500 " "
22	" 3000 " "
23	" 4000 " "
24	RECIBO CALIENTE 1500 TON/D, ENVÍO A LLENADERAS,
25	" 2500 " "
26	" 3000 " "
27	" 4000 " "
28	RECIBO CALIENTE 1500 TON/D, ENVÍO A TUBERÍAS,
29	" 2500 " "
30	" 3000 " "
31	" 4000 " "

CLAVE EQUIPO SIMBOLIZADO

- A TANQUE DE ALMACENAMIENTO.
- B TANQUE DE SUCCIÓN.
- C TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS LLENADO.
RECIBO CALIENTE.
- D TANQUE SEPARADOR DE INTERPASOS RETENCIÓN/LLENADO.
RECIBO FRÍO.
- E TANQUE ACUMULADOR FINAL LLENADO.
RECIBO CALIENTE.
- F TANQUE ACUMULADOR FINAL RETENCIÓN/LLENADO.
RECIBO FRÍO.
- G COMPRESOR LLENADO. RECIBO CALIENTE.
- H COMPRESOR RETENCIÓN/LLENADO. RECIBO FRÍO.
- I CONDENSADOR FINAL LLENADO. RECIBO CALIENTE.
- J CONDENSADOR FINAL RETENCIÓN/LLENADO. RECIBO FRÍO.
- K CALENTADOR DE ENVÍOS A TUBERÍAS/LLENADERAS.
- L CALENTADOR ROMPEDOR DE VACÍO.
- M BOMBA DE ENVÍOS A BARCOS.
- N BOMBA DE ENVÍOS A LLENADERAS.
- Ñ BOMBA DE ENVÍOS A TUBERÍAS.
- O BOMBA ROMPEDOR DE VACÍO.

EQUIPO DE PROCESO REQUERIDO PARA CADA CASO DE DISEÑO.

CLAVE DE CASO DE DISEÑO.	EQUIPO INTEGRANTE											
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	L	O
1				1		1		1		1		
2	1	1		1		1		1		1	1	1
3	1	1		1		1		1		1	1	1
4	1	1		1		1		1		1	1	1
5	1	1		1		1		2		2	1	1
6	1	1		1		1		2		2	1	1
7	1	1		1		1		2		2	1	1
8	1	1		1		1		2		2	1	1
9	1	1		1		1		2		2	1	1
10	1	1		1		1		2		2	1	1
11	1	1		1		1		2		3	1	1
12	1	1	1		1		2		1		1	1
13	1	1	1		1		3		2		1	1
14	1	1	1		1		4		2		1	1
15	1	1	2		1		5		3		1	1
16	1	1	1		1		2		1		1	1
17	1	1	1		1		3		2		1	1
18	1	1	1		1		4		2		1	1
19	1	1	2		1		5		3		1	1

(CONTINÚA)

(CONTINUACIÓN)

CLAVE DE CASO DE DISEÑO	EQUIPO INTEGRANTE											
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	L	O
20	1	1	1		1		2		1		1	1
21	1	1	1		1		4		2		1	1
22	1	1	1		1		4		2		1	1
23	1	1	2		1		5		3		1	1
24	1	1	1		1		2		1		1	1
25	1	1	1		1		3		2		1	1
26	1	1	1		1		4		2		1	1
27	1	1	2		1		5		3		1	1
28	1	1	1		1		2		1		1	1
29	1	1	1		1		3		2		1	1
30	1	1	1		1		4		2		1	1
31	1	1	2		1		5		3		1	1

EQUIPO DE ENVÍOS:

ENVÍOS:	EQUIPO REQUERIDO
A BARCOS 2500 GPM	2-M
" 3500 GPM	2-M
" 5000 GPM	4-M
A LLENADERAS 700 GPM	2-N, 2-K
A TUBERÍAS 1500 TON/D,	1-N, 1-K
" 3000 "	2-N, 2-K
" 5000 "	3-N, 3-K

E) CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES.

EN LAS SIGUIENTES TABLAS, SE PRESENTAN
LOS CONSUMOS DE SERVICIOS AUXILIARES REQUERIDOS --
POR LA PLANTA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE
AMONIACO REFRIGERADO, PARA LOS DIFERENTES CASOS DE
DISEÑO ESTUDIADOS.

AGUA DE ENFRIAMIENTO.

PRESIÓN DE SUMINISTRO: 43 PSIG.

TEMPERATURA DE SUMINISTRO/RETORNO: 90 °F/104 °F.

SERVICIO	CONSUMO (GPM)	
	MÍNIMO	MÁXIMO
-EA-2, CONDENSADOR FI- NAL RETENCIÓN,		374
-EA-1, CONDENSADOR FI- NAL LLENADO, RECIBO - CALIENTE, E. A BARCOS	3927	10267
-EA-1, CONDENSADOR FI- NAL LLENADO, RECIBO - CALIENTE, E. A LLENA- DERAS	3914	9961
-EA-1, CONDENSADOR FI- NAL LLENADO, RECIBO - CALIENTE, E. A TUBE - RÍAS.	3633	9687
-EA-1, CONDENSADOR FI- NAL LLENADO, RECIBO - FRÍO, E. A LLENADERAS	475	851
-EA-1, CONDENSADOR FI- NAL LLENADO, RECIBO - FRÍO, E. A TUBERÍAS	194	570

ACEITE DE CALENTAMIENTO

TURBOSINA

PRESIÓN DE SUMINISTRO: 50 PSIG.

TEMPERATURA DE SUMINISTRO: 100 °F

TEMPERATURA DE RETORNO: 40 °F

SERVICIO	CONSUMO DE TURBOSINA (LB/HR)	
	MÍNIMO	MÁXIMO
-EA-3/EA-4. CALENTADORES DE ENVÍOS A TUBERÍAS/LLENADERAS	414 526	1 716 227
-EA-5. CALENTADOR -- ROMPEDOR DE VACÍO.		75 515

ELECTRICIDAD

4160 VOLT, 3 FASES, 60 Hz.

SERVICIO	CONSUMO (KW)	
	MÍNIMO	MÁXIMO
-GB-1. COMPRESOR LLENADO. RECIBO CALIENTE. E. A BARCOS.	3220	8379
-GB-1. COMPRESOR LLENADO. RECIBO CALIENTE. E. A LLENADERAS.	3208	8076
-GB-1. COMPRESOR LLENADO. RECIBO CALIENTE. E. A TUBERÍAS	2921	7789

ELECTRICIDAD

415 VOLT, 3 FASES, 60 Hz.

SERVICIO	CONSUMO (KW)	
	MÍNIMO	MÁXIMO
- GB-2, COMPRESOR RE- TENCIÓN		380
- GB-1, COMPRESOR LLE- NADO, RECIBO FRÍO, E. A LLENADERAS	483	867
- GB-1, COMPRESOR LLE- NADO, RECIBO FRÍO, E. A TUBERÍAS.	197	581
- GA-1, BOMBA DE EN- VÍOS A BARCOS	130	389
- GA-2, BOMBA DE EN- VÍOS A LLENADERAS.	67	134
- GA-3, BOMBA DE EN- VÍOS A TUBERÍAS.	83	275
- GA-4, BOMBA ROMPEDOR DE VACÍO		2

IV.- COSTOS

IV.- COSTOS.

LOS COSTOS DE LOS EQUIPOS NORMALIZADOS, SE OBTUVIERON DE ACUERDO A LOS MÉTODOS DE ESTIMACIÓN -- DESCRITOS POR:

PROCESS PLANT CONSTRUCTION STANDARDS
VOLUME 4, PROCESS EQUIPMENT.
THE RICHARDSON RAPID SYSTEM.
RICHARDSON ENGINEERING SERVICES, INC.
PÁGS. 100-213, 250, 281, 341, 370.

LA EDICIÓN DE DICHA REFERENCIA CORRESPONDE AL AÑO DE 1981, POR ESTO, FUÉ NECESARIO ACTUALIZAR LOS COSTOS OBTENIDOS MEDIANTE LOS INDICADORES -- ECONÓMICOS DE MARSHALL Y SWIFT PUBLICADOS POR CHE-- MICAL ENGINEERING EN SU EJEMPLAR DE JUNIO 13 DE -- 1983. LA ACTUALIZACIÓN DE LOS COSTOS SE OBTIENE A-- PPLICANDO LA SIGUIENTE ECUACIÓN:

$$\text{Costo (1983)} = \text{Costo (1981)} \frac{\text{I E (1983)}}{\text{I E (1981)}}$$

$$\begin{aligned} \text{I E (1981): INDICADOR ECONÓMICO 1981} \\ = 721.3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{I E (1983): INDICADOR ECONÓMICO 1983} \\ = 751.0 \end{aligned}$$

$$\frac{\text{I E (1983)}}{\text{I E (1981)}} = 1.0412$$

DEBIDO A QUE LA REFERENCIA NOS PROPOR--
CIONA LOS COSTOS ESTIMADOS EN DÓLARES (E. U. A.),
ES NECESARIO CONVERTIR ESTOS A MONEDA NACIONAL, -
PARA ÉSTO, SE UTILIZÓ LA PARIDAD ESTABLECIDA EL -
DÍA 6 DE JULIO DE 1983:

1 DÓLAR LIBRE (E. U. A.) = 149,10 PESOS

A CONTINUACIÓN, SE PRESENTAN LAS BASES
SOBRE LAS QUE SE CALCULAN LOS COSTOS ESTIMADOS SE
GÚN LA REFERENCIA MENCIONADA, PARA CADA UNO DE -
LOS EQUIPOS EN QUE SE APLICÓ. Y ENSEGUIDA, SE TA-
BULAN LOS COSTOS ESTIMADOS RESULTANTES EN UNA LIS-
TA EN LA QUE SE INCLUYE EL EQUIPO PRINCIPAL DE LA
PLANTA.

EL MÉTODO DESCRITO POR EL SISTEMA DE RI-
CHARDSON, TIENE PARTICULARIDADES PARA CADA TIPO -
DE EQUIPO:

≡ RECIPIENTES A PRESIÓN: EL COSTO ESTIMADO SE OB-
TIENE SUMANDO LAS CONTRIBUCIONES DE LAS PARTES
QUE LOS FORMAN COMO SON:

LA ENVOLVENTE CILÍNDRICA

LAS CABEZAS

LAS BOQUILLAS

LA REFERENCIA CONTIENE COSTOS DE ESTAS
PARTES INDIVIDUALES PARA DIFERENTES DIÁMETROS DE
RECIPIENTES A DIFERENTES ESPESORES.

=CAMBIADORES DE CALOR: EL PROCEDIMIENTO ES SIMILAR AL EMPLEADO EN RECIPIENTES A PRESIÓN, PERO LOS ELEMENTOS CONSTITUYENTES SON EN MAYOR CANTIDAD:

LA ENVOLVENTE

LAS TAPAS ANTERIOR Y POSTERIOR

LOS TUBOS

LAS BOQUILLAS

OTROS ACCESORIOS.

LA REFERENCIA CONTIENE LOS COSTOS DE CADA PARTE PARA DIFERENTES CARACTERÍSTICAS PRESENTABLES.

=TANQUES DE ALMACENAMIENTO CILÍNDRICOS: EN ESTE CASO, SE PRESENTA UNA TABLA EN LA QUE SE MUESTRAN CAPACIDADES DE TANQUE EN FUNCIÓN DE SU DIÁMETRO Y PARA CADA CASO, SE ESTABLECE UN COSTO POR UNIDAD DE CAPACIDAD, ASÍ, PUEDE OBTENERSE EL COSTO DE UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO CONOCIENDO SU CAPACIDAD Y SU DIÁMETRO, ADEMÁS DE SU MATERIAL.

= COMPRESORES: LA REFERENCIA CONTIENE UNA SERIE DE LISTAS EN LAS QUE SE MUESTRAN COMPRESORES DE VARIOS TIPOS PARA DIFERENTES SERVICIOS. TENIENDO COMO DATOS EL TIPO DE COMPRESOR, SU RANGO DE PRESIONES, LA CAPACIDAD MANEJADA Y LA POTENCIA APROXIMADA, ES POSIBLE ESTIMAR SU COSTO LOCALIZANDO EN LAS LISTAS MENCIONADAS UN COMPRESOR DE CARACTERÍSTICAS SIMILARES.

= BOMBAS CENTRÍFUGAS: MEDIANTE UN PROCEDIMIENTO SIMILAR AL MÉTODO EMPLEADO PARA COMPRESORES, ES POSIBLE ESTIMAR UN COSTO APROXIMADO PARA BOMBAS CENTRÍFUGAS, UTILIZANDO COMO DATOS EL FLUJO MANEJADO Y EL DIFERENCIAL DE PRESIÓN REQUERIDO.

EL COSTO ESTIMADO DE LOS EQUIPOS, INCLUYE TODOS SUS ACCESORIOS; EN EL CASO DE EQUIPO MOTRIZ, LOS MOTORES TAMBIÉN. TODOS ELLOS ENTREGADOS EN CUALQUIER PUNTO DE LA FRONTERA NORTE DEL PAÍS.

COSTOS ESTIMADOS DE LOS EQUIPOS DE PROCESO NORMALIZADOS DE LA PLANTA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO REFRIGERADO.

EQUIPO		COSTO POR UNIDAD
FB-1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO	\$ 198 608 040.00
FA-1	TANQUE DE SUCCIÓN	1 297 179.00
FA-2	TANQUE SEPARADOR DE INTER PASOS LLENADO, R. CALIENTE	1 336 300.00
FA-3/FA-2	TANQUE SEPARADOR DE INTER PASOS RETENCIÓN/LLENADO, RECIBO FRÍO.	603 260.00
FA-4	TANQUE ACUMULADOR FINAL LLENADO, RECIBO CALIENTE.	875 239.00
FA-5/FA-4	TANQUE ACUMULADOR FINAL RETENCIÓN/LLENADO, RECIBO FRÍO.	400 052.00
GB-1	COMPRESOR CENTRÍFUGO LLENADO, RECIBO CALIENTE	93 143 574.00
GB-2/GB-1	COMPRESOR RECIPROCANTE RETENCIÓN/LLENADO, R. FRÍO	26 390 679.00
EA-1	CONDENSADOR FINAL LLENADO RECIBO CALIENTE.	17 508 300.00
EA-2/EA-1	CONDENSADOR FINAL RETENCIÓN/LLENADO, R. FRÍO	9 303 000.00

EQUIPO		COSTO POR UNIDAD
EA-3/EA-4	CALENTADOR DE ENVÍOS	
	A TUBERÍAS/A LLENADERAS	3 493 350.00
EA-5	CALENTADOR ROMPEDOR DE	
	VACÍO	1 413 298.00
GA-1	BOMBA DE ENVÍO A BARCOS	1 428 201.00
GA-2	BOMBA DE ENVÍO A LLENADERAS	1 086 675.00
GA-3	BOMBA DE ENVÍO A TUBERÍAS	1 272 962.00
GA-4	BOMBA ROMPEDOR DE VACÍO	518 499.00

V.- CONCLUSIONES,

V.- CONCLUSIONES.

LA NORMALIZACIÓN DEL EQUIPO DE PROCESO - DE LAS PLANTAS DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE AMONIACO REFRIGERADO, TRAE CONSIGO UNA SERIE DE VENTAJAS, ENTRE LAS CUALES PUEDEN MENCIONARSE LAS SIGUIENTES COMO PRINCIPALES:

- AHORRO DE TIEMPO CONSIDERABLE. AUNQUE LA FASE INICIAL DEL PROYECTO CONSUME MAYOR TIEMPO QUE EL USUAL, A LA LARGA, EN EL DESARROLLO DE PROYECTOS POSTERIORES, EL TRABAJO SE REDUCE A DUPLICAR LOS RESULTADOS INICIALES, OCURRIENDO LO MISMO CON LAS FASES SUBSECUENTES DEL PROYECTO. CON TODO ESTO, SE LOGRA UN AHORRO DE TIEMPO DE BASTANTE CONSIDERACIÓN QUE SE REFLEJA EN UNA CANTIDAD DE DINERO Y OTROS RECURSOS QUE PUEDEN SER DE GRAN UTILIDAD EN OTRAS ÁREAS.
- MAYOR CONOCIMIENTO DEL PROCESO. EL TRABAJO DE NORMALIZACIÓN DEL EQUIPO DE LA PLANTA, TRAE COMO CONSECUENCIA QUE EL GRUPO QUE SE ENCUENTRE TRABAJANDO EN ÉL, LOGRE UN CONOCIMIENTO MÁS PROFUNDO DEL PROCESO Y A LO LARGO DE LAS DUPLICACIONES QUE SE REALICEN, PROPONGA MODIFICACIONES QUE MEJOREN LA OPERACIÓN DE LA PLANTA, LOGRANDO CON ÉSTO, DESARROLLAR UNA OPTIMIZACIÓN PROGRESIVA.

LA NORMALIZACIÓN DE PROCESOS ES UN CONCEP-

TO MODERNO EN EL DESARROLLO DE LAS TECNOLOGÍAS Y CADA VEZ SE HACE MÁS EXTENSIVO HACIA TODAS LAS ÁREAS INDUSTRIALES, POR SUPUESTO, EL PROCESO QUE SE PRETENDA NORMALIZAR, DEBE REUNIR CIERTAS CARACTERÍSTICAS QUE PERMITAN DESARROLLAR ÉSTE TIPO DE PRÁCTICAS. DEBE SER UN PROCESO QUE SE PLANEE PROYECTAR EN VARIAS UNIDADES A FUTURO, QUE PERMITA FLEXIBILIDAD EN CUANTO A CONDICIONES DE OPERACIÓN SE REFIERE, SIN QUE SU RENDIMIENTO Y EFICIENCIA SE VEAN AFECTADOS GRAVEMENTE POR TAL MOTIVO, DENTRO DE LOS LÍMITES DE FLEXIBILIDAD QUE SE CONSIDEREN Y QUE LAS CAPACIDADES DE PLANTA PROYECTADAS SE ENCUENTREN DENTRO DEL MISMO RANGO.

COMO COMENTARIO, PUEDE MENCIONARSE QUE EN LA ACTUALIDAD, LOS GRANDES PROVEEDORES DE TECNOLOGÍA OFRECEN ENTRE SUS PRODUCTOS VARIOS PROCESOS COMO "PLANTAS PAQUETE" Y QUE CADA VEZ SE ENCUENTRAN ENTRE ÉSTOS, PROCESOS DE MAYOR NIVEL EN COMPLEJIDAD.

FINALMENTE, SE CONTEMPLA LA POSIBILIDAD DE EXTENDER LA NORMALIZACIÓN DE ESTE TIPO DE PLANTAS A PLANTAS SIMILARES QUE MANEJEN OTROS PRODUCTOS LICUABLES ALMACENABLES.

VI.- BIBLIOGRAFÍA.

- 7) CRANE Co.
FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE
TECHNICAL PAPER No. 410
NUEVA YORK, 1976
P.P. B-14,19.
- 8) HATCH, L. F., MATAR, S.
FROM HYDROCARBONS TO PETROCHEMICALS
GULF PUBLISHING Co. HOUSTON, 1981
P.P. 65, 66.
- 9) KERN, D. Q.
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
CECSA MÉXICO, 1980
P.P. 350,363.
- 10) LUDWIG, E. E.
APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHE-
MICAL PLANTS. VOL 1.
GULF PUBLISHING Co. HOUSTON, 1974
P.P. 41,167,202,244.
- 11) MARSHALL AND SWIFT
ECONOMIC INDICATORS
CHEMICAL ENGINEERING, VOL. 90, No. 4. P. P.11.
- 12) Mc CABE, W. L., SMITH, J. C.
UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING, 3A. ED.
Mc GRAW-HILL BOOK Co. NUEVA YORK, 1976,
P.P. 311,330.

- 13) PERRY, J. H., CHILTON, C. B.
CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK
Mc GRAW-HILL BOOK Co. , NUEVA YORK, 1978
P.P. 6-3,25,89,91,11-3,10-30.
- 14) PETRÓLEOS MEXICANOS
MEMORIAS DE LABORES 1972-1981.
MÉXICO, 1973-1982
- 15) PETRÓLEOS MEXICANOS
NORMA PEMEX No. 2.616.02
MÉXICO, 1970
- 16) RICHARDSON ENGINEERING SERVICES, INC.
PROCESS PLANT CONSTRUCTION ESTIMATING STANDARDS
VOLUME 4. PROCESS EQUIPMENT.
SOLANA BEACH, CA, 1981
P.P. 100-213,250,281,341,370.
- 17) YAWS, C. L., HOPPER, J. R., ROSAS, M. G.
PHYSICAL AND THERMODYNAMIC PROPERTIES
PART. 6: AMMONIA AND HYDRAZINE
CHEMICAL ENGINEERING, NOVIEMBRE 6, 1974. P.P. 91