

183
2
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
CUAUTITLAN

ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA PARA LA
PRODUCCION DE HIDROCARBUROS LIGEROS

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

CARLOS ALBERTO MORALES ROJAS

Dirigida por: I. Q. Humberto Larios Velarde

1 9 7 9



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

	Pag. N ^o
- Introducción.	4
- Capítulo 1.	6
1.1 Bases de Diseño.	7
1.2 Descripción del Proceso.	12
1.3 Diagramas.	14
1.4 Balance de Materia y Energía.	18
1.5 Dimensionamiento de las Columnas.	34
1.6 Dimensionamiento de los Tanques Acumuladores.	63
- Capítulo 2.	71
2.1 Hojas de Diseño de las Columnas.	72
2.2 Hojas de Diseño de los Tanques Acumuladores.	79
2.3 Hojas de Diseño del Equipo de Intercambio Térmico.	82
2.4 Listas preliminares de los diámetros de la Tubería de Proceso.	103
2.5 Hojas de Especificación de las Bombas.	106
2.6 Lista Preliminar de Instrumentos.	111
- Capítulo 3.	112
3.1 Escenario.	113
3.2 Estudio de Factibilidad Económica.	116
- Capítulo 4: Conclusiones.	130
- Apéndice.	132
- Bibliografía.	163

A MANERA DE PROLOGO

"... un especialista es una persona que conoce más y más acerca de menos y menos, hasta que - conoce casi todo de nada. A la inversa, un generalizador es una persona que conoce menos y menos acerca de más y más, hasta que conoce - prácticamente nada acerca de todo".

Ralph Barton Perry.

INTRODUCCION

El presente estudio, con carácter de PRELIMINAR, tiene dos objetivos primordiales, que son:

- 1.- Explorar el ambiente técnico y económico para implementar una planta de hidrocarburos ligeros, esencialmente propano, butano y gasolina natural, y
- 2.- Servir como punto de partida para incrementar la producción de derivados y productos petroquímicos, buscando de esta manera contribuir a una mayor independencia tecnológica al explotar en forma más asidua y eficiente nuestro recurso natural más fuerte: el Petróleo.

Actualmente están en la etapa de construcción cinco plantas - fraccionadoras con una capacidad de 46,389 BPD de producto desetanizado cada una, para satisfacer la demanda actual y entrarán en operación progresivamente a partir del presente año.

Puesto que un estudio más completo requiere de un procesamiento de datos más complejo y dadas las limitaciones existentes, el trabajo que aquí se presenta no es definitivo, ya que cada uno de los capítulos forman en sí mismo una especialidad que requiere de un grupo de ingenieros especialistas en cada actividad.

El primer capítulo resume el resultado de la Ingeniería del Proceso. En él se presentan los cálculos para dimensionar las columnas y tanques acumuladores, derivados de los datos del balance de masa. Se establecen los requerimientos de transferencia de calor para diseñar el equipo respectivo y se sientan las bases para el estudio de Ingeniería Económica.

En el segundo capítulo se presentan las hojas de datos y especificación de los equipos de proceso, se incluye el dimensionamiento de la tubería principal y se da la lista de instrumentos y controles requeridos. A partir de las hojas de especificaciones sale la información técnica necesaria para la cotización del equipo, parte medular en el establecimiento del costo de la planta.

En el tercer capítulo se presenta la ubicación de la planta, se calcula la inversión fija y se estiman el capital de trabajo, los gastos, los beneficios, etc., partiendo del análisis previo del mercado existente.

Por último, en el capítulo cuarto se presentan las conclusiones de este trabajo, fundamentadas en el panorama de la industria y la economía mexicanas.

Mayo de 1979.

CAPITULO 1

"El primer paso en el desarrollo de la metodología de solución de problemas de una empresa, es el de revisar algunas de las características de la solución de problemas en el mundo de la Ciencia".

S. L. Optner.



HOJA DE BASES DE DISEÑO.

PROY. No: P-3495-1
Distrito: C.A.M.R.
FOLIO 1 de 5
FECHA: 20/DIC./78

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS

NOBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS-CHIAPAS.

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS.

NUMERO CONTRATO: Q-302-01.

1.- GENERALIDADES

1.1 Función de la Planta:

El objeto de esta planta es el de separar propano, iso-butano, n-butano e iso-pentano y más pesados de una mezcla original de hidrocarburos ligeros que contienen básicamente desde propano hasta n-hexano.

1.2 Tipo de Proceso:

Proceso por destilación fraccionada en torres - fraccionadoras equipadas con platos de válvulas; proceso de separación esencialmente físico.

2.- CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

2.1 Factor de Servicio: 0.95

2.2 Capacidad y Rendimiento:

a) Diseño: 2,700 lbmol/hr (aprox. 18,240 BPD)

b) Normal: 2,700 lbmol/hr (aprox. 18,240 BPD)

c) Mínimo: 60% de la capacidad normal



HOJA DE BASES DE DISEÑO.

FORM. 118 - P-3495-

DISEÑO: C.A.M.R.

HOJA 2 DE 5

FECHA: 20/DIC./78

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS

NOMBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS - CHIAPAS.

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS.

Nº DE CONTRATO: Q-302-J1.

2.3 Flexibilidad

La planta deberá seguir operando bajo las siguientes condiciones anormales:

a) Falla de electricidad: Sí _____ No X

Observaciones: _____

b) Falla de vapor: Sí _____ No X

Observaciones: _____

c) Falla de Aire: Sí X No _____

Observaciones: A falta de aire de instrumentos, el personal controlará la planta manualmente.

d) Otras: La planta no podrá seguir operando a falla de gas combustible.

2.4 ¿Se requiere prever aumentos de capacidad en futuras ampliaciones?

No se requiere.



HOJA DE BASES DE DISEÑO.

FORM. 100-P-3495-1
DISEÑO: C.A.M.R.
HOJA 3 DE 5
FECHA: 20/DIC./78

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS

NOMBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS-CHIAPAS.

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS.

Nº DE CONTRATO: Q-302-01.

3.- ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES DE PROCESO:

Listar las diferentes alimentaciones a la planta, indicando para cada una de ellas su COMPOSICION, IMPUREZAS Y FLUJO.

ALIMENTO : (único) Mezcla de hidrocarburos ligeros

FLUJO : 2,700 lbmol/hr

IMPUREZAS: NO

COMPONENTE	COMPOSICION (%mol)
C ₂	0.5
C ₃	52.0
i-C ₄	15.0
n-C ₄	12.0
i-C ₅	5.0
n-C ₅	7.0
C ₆	8.5
TOTAL:	100.0%



HOJA DE BASES DE DISEÑO.

PROY. N.º: P-3495-1

Distrito: C.A.M.R.

ASIA 4 DE 5

FECHA: 20/DIC./78

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS

NOMBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS-CHIAPAS

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS

N.º DE CONTRATO: Q-302-01.

4.- Especificaciones de los productos:

Indicar las especificaciones y/o composición que deberán tener los productos de la planta, así como el flujo requerido.

I).- PROPANO: 97% mínimo de pureza

P = 284.7 psia

T = 100° F

Flujo de Diseño: 1436.5870 lbmol/hr

II).- ISOBUTANO: 90% mínimo de pureza

P = 30 lb/in² arriba de su presión de vapor a 100° F

T = 100° F

Flujo de Diseño: 385.2644 lbmol/hr

III).- N-BUTANO: 87% mínimo de pureza

P = 30 lb/in² arriba de su presión de vapor a 100° F

T = 100° F

Flujo de Diseño: 308.0838 lbmol/hr

IV).- ISOPENTANO Y MAS PESADOS.

P = 30 lb/in² arriba de la presión de vapor de i-C₅ a 100° F

T = 100° F

Flujo de Diseño: 570.0648 lbmol/hr



HOJA DE BASES DE DISEÑO.

PROY. NO: P-3495-1
DISEÑO: C.A.M.R.
HOJA 5 DE 5
FECHA: 20/DIC. /78

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS.

NOMBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS-CHIAPAS.

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS.

Nº DE CONTRATO: Q-302-01.

5.- Alimentación(es) a la planta:

5.1 Condiciones de la(s) alimentación(es) en Límite de Batería:

Alimentación	Edo. Físico	Presión Man. (lb/m ²) Max/Nor/Min.	Temperatura (°F) Max/Nor/Min.	Forma de Recibo*
Hidro-				
carburos	Líquido	/270/	/100/	Tubería
Ligeros.				

5.2 Definir los elementos de seguridad existentes que protegen a las líneas de alimentación:

6.- Condiciones de los productos en límites de Batería.

Producto	Edo. Físico	Presión Man. (lb/m ²) Max/Nor/Min.	Temperatura (°F) Max/Nor/Min.	Forma de Entrega*
C ₃	Líquido	/270/	/100/	Tubería
i-C ₄	"	/68.6/	/ " /	"
n-C ₄	"	/ " /	/ " /	"
i-C ₅ plus	"	/31.6/	/ " /	"



HOJA DE DESCRIPCION DEL PROCESO.

PROY. N°: P-3495-1

DISEÑO: C.A.M.R.

HOJA 1 de 2

FECHA: 3/RNR/79

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS.

NOMBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS-CHIAPAS.

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS.

N° DE CONTRATO: Q-302-01.

El objeto de esta planta es el de obtener una separación - esencialmente física por medio de fraccionaciones sucesivas en torres equipadas con platos de válvulas.

La alimentación al proceso proviene de una planta recuperadora de hidrocarburos del tipo Criogénico y consiste de una mezcla de hidrocarburos ligeros conteniendo desde propano hasta hexano. Las condiciones de la alimentación son 100°F y 284.7 - - psia y su estado físico es líquido, (corriente # 1). Esta corriente se alimenta a la torre fraccionadora DA-201, en la cual por los domos se obtienen vapores con un 97% mol en composición de propano, el cual condensa completamente en el condensador - EA-201 y recibidos en el tanque FA-201, a la temperatura de condensación total de 120°F. Por medio de la bomba GA-201-A/R, se le proporciona una cabeza suficiente para entregar este producto en límites de batería a 284.7 psia, habiendo sido anteriormente subenfriada hasta 100°F por medio del cambiador EA-202.

Los fondos de la torre DA-201 son alimentados a la torre - DA-202, (corriente # 4), en la que existe una vaporización parcial causada por pérdidas de presión en la tubería. Así pues, esta corriente se halla a 280 psia y 266°F. Por los domos de - esta torre se obtienen vapores con un 90% mol en composición de iso-butano, el cual es condensado completamente a la temperatura de 201°F y a 265 psia, en el condensador EA-204. Posteriormente, el producto pasa por el tanque FA-202 y se subenfria hasta 100°F en el enfriador EA-205, luego se expande por medio de una válvula de expansión y se entrega a esta temperatura y a 83.3 psia en límites de batería, (corriente # 6).

Los fondos de la torre DA-202 son enviados al intercambiador EA-206 en donde vaporiza hasta un 20% alcanzando una pre-



HOJA DE DESCRIPCION
DEL PROCESO.

PROY. N°: P-3495-1
Diseño: C.A.M.R.
ABM 2 de 2
FECHA: 3/ENE/79

13

CLIENTE: PETROLEOS MEXICANOS.

NOMBRE DE LA PLANTA: COMPLEJO PETROQUIMICO CACTUS-CHIAPAS.

LOCALIZACION: CACTUS, CHIAPAS.

N° DE CONTRATO: Q-302-01.

sión de 265 psía y una temperatura de 305°F, (corriente # 8), y posteriormente son alimentados a la torre fraccionadora DA-203, de la que se obtiene un producto de domos con un 87% mol de n-butano, el producto obtenido se condensa completamente a 225°F y 250 psía en el condensador EA-208, de donde pasando por el tanque FA-203, se subenfria hasta 100°F por medio del enfriador EA-209, para entregarlo a esta temperatura y a 83.3 psía en límites de batería, (corriente # 10).

Por último, los fondos de la torre DA-203 son pre-enfriados en el intercambiador EA-206, intercambiando calor con los fondos de la torre DA-202, descendiendo su temperatura de 345°F (corriente # 12), para enviarlos finalmente al enfriador EA-210-AB y entregar este producto en límites de batería a 100°F y 46.3 psía, (corriente # 13).

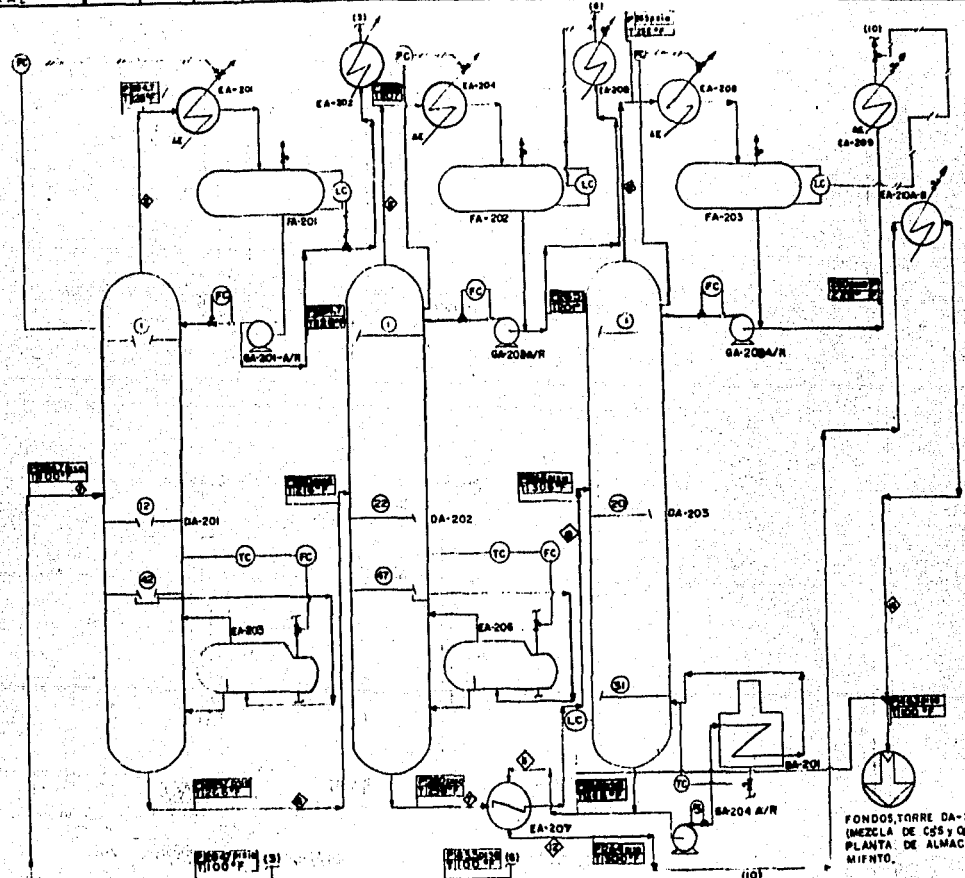
1.3 DIAGRAMAS PRELIMINARES.

P-3495/1 Diagrama de Flujo del Proceso.

P-3495/2 Diagrama de Tubería e Instrumentación.

P-3495/3 Diagrama de Servicios Auxiliares.

Núm COMPONENTE		LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR
COMPONENTE	P. M.	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR	LB/HR	LB/MOL/HR
C2	44.09	15.7	405.4	13.5	405.9	13.5	405.9	2.87	126.46	2.87	126.48	2.87	126.48	34.97	214.870	35.97	214.870	35.97	214.870	35.97	214.870
C3	59.17	124.0	3558.0	21.16	1250.10	21.16	1250.10	78.84	2250.08	346.87	2049.80	346.87	2049.80	281.83	679.90	281.83	679.90	281.83	679.90	281.83	679.90
C4	72.15	185.0	5850.71	0.60	45.92	0.60	45.92	32.50	784.05	35.33	2050.08	35.33	2050.08	156.00	479.71	156.00	479.71	277	200.0	277	200.0
C5	72.15	185.0	5850.71	0.60	45.92	0.60	45.92	188.00	3935.79	188.00	3935.79	188.00	3935.79	188.00	3935.79	188.00	3935.79	188.00	3935.79	188.00	3935.79
C6	88.17	229.5	7776.47	0.84	64.74	0.84	64.74	229.50	5776.47	229.50	5776.47	229.50	5776.47	229.50	5776.47	229.50	5776.47	229.50	5776.47	229.50	5776.47
LIQUID TOTAL		1200.7	3782.24	154.53	434.74	154.53	434.74	127.41	3471.82	127.41	3471.82	127.41	3471.82	378.24	2353.14	378.24	2353.14	378.24	2353.14	378.24	2353.14
GAS TOTAL																					



Núm DESCRIPCIÓN	CARACTERÍSTICAS
EA-201-CONDENSADOR PARA FONDO DA-201	14.48 MS STYD
EA-202-CONDENSADOR PARA FONDO DA-202	14.48 MS STYD
EA-203-CONDENSADOR PARA FONDO DA-203	14.48 MS STYD
EA-204-CONDENSADOR DE BOMBA TORRE DA-201	14.48 MS STYD
EA-205-CONDENSADOR DE BOMBA TORRE DA-202	14.48 MS STYD
EA-206-CONDENSADOR DE BOMBA TORRE DA-203	14.48 MS STYD
RA-201-REBOILER DE FONDO DA-201	14.48 MS STYD
RA-202-REBOILER DE FONDO DA-202	14.48 MS STYD
RA-203-REBOILER DE FONDO DA-203	14.48 MS STYD
DA-201-TORRE DE DESTILACIÓN	14.48 MS STYD
DA-202-TORRE DE DESTILACIÓN	14.48 MS STYD
DA-203-TORRE DE DESTILACIÓN	14.48 MS STYD
SA-201-SEPARADOR	14.48 MS STYD

ALIMENTO A LA PLANTA
TA - MEZCLA DE HIDROCARBUROS LIGEROS (C2 y C3)

DESTILADO, TORRE, DA-201 (90% mol de C2) A PLANTA DE ALMACENAMIENTO.

DESTILADO, TORRE, DA-202 (90% mol de C3) A PLANTA DE ALMACENAMIENTO.

DESTILADO, TORRE, DA-203 (7% mol de C4) A PLANTA DE ALMACENAMIENTO.

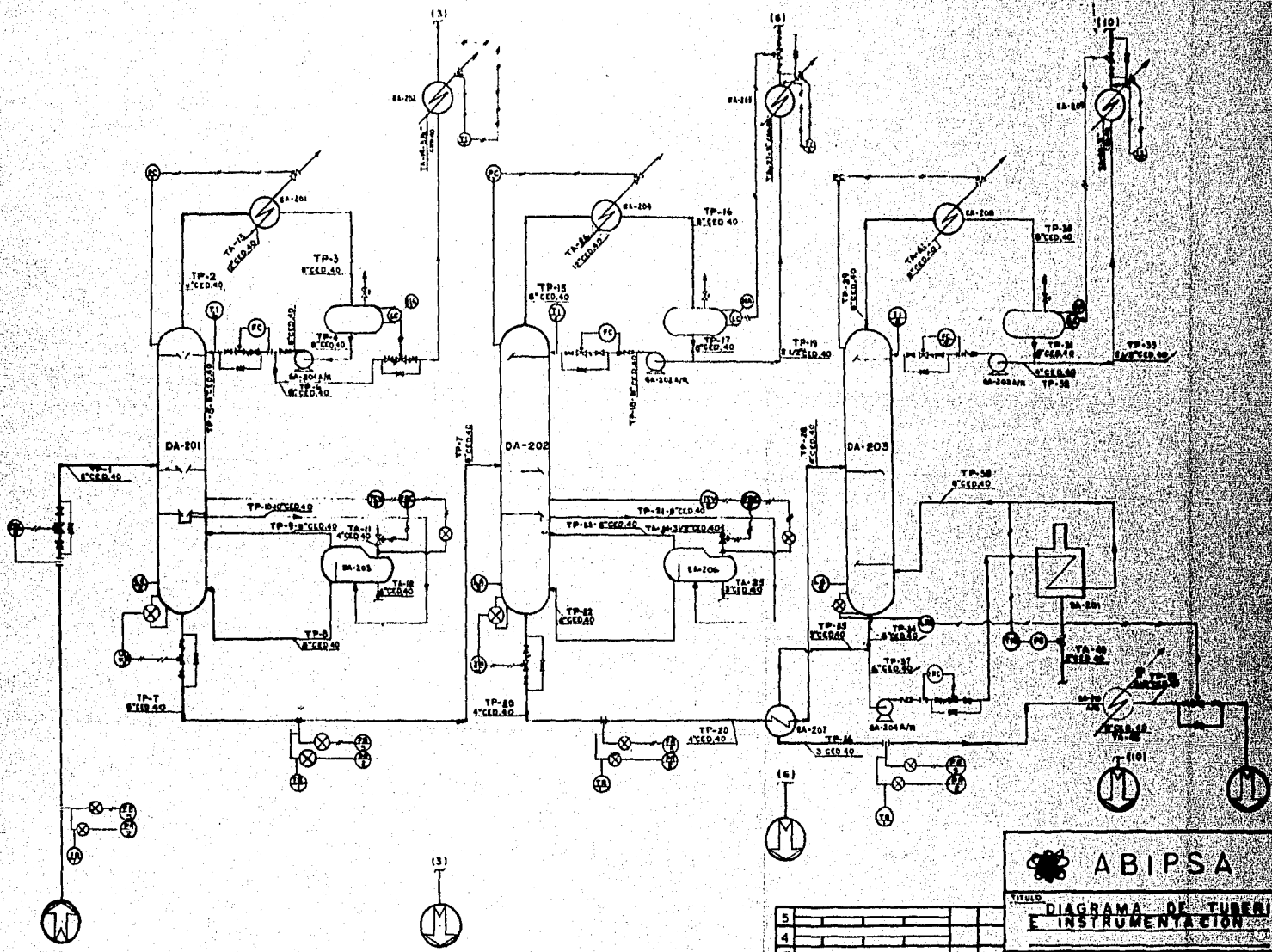
FONDOS, TORRE DA-203 (MEZCLA DE C5 y C6) A PLANTA DE ALMACENAMIENTO.

ABIPSA

TIPO: DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO - PLANTA FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS LIGEROS

5					
4					
3					
2					
1					

REV: DIB. DEVIDO INSPECC. ECONOM. AL. EPLAN. AGENCIA. 1980



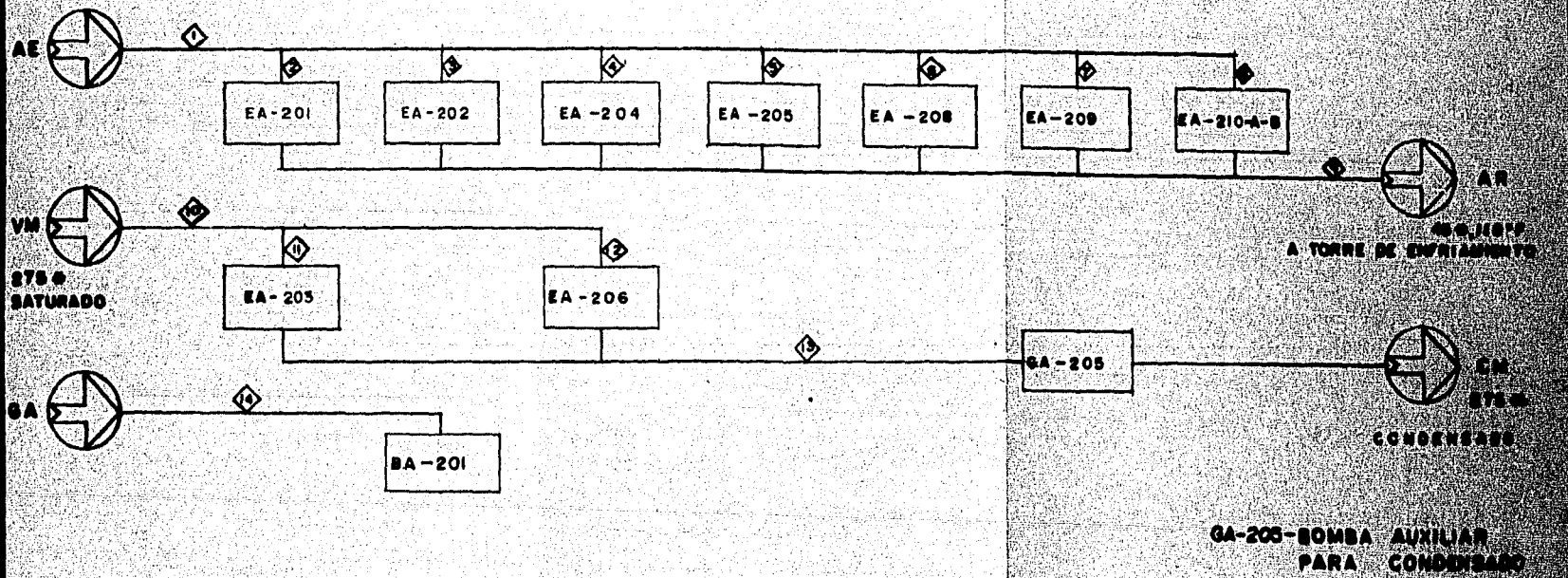
ABIPSA

TITULO
**DIAGRAMA DE TUBERIA
E INSTRUMENTACION**

5					
4					
3					
2					
1					
REV	CHUVO	REVISO	IMPRESO	RECIBIENDO	PROCESADO

CLIENTE					
PROYECTO	C.M. N.	UNIDAD	P.C. N.	FECHA DE ENTREGA	FECHA DE RECIBIDA
REVISO	M. A. Z.	REVISO	M. A. Z.	REVISO	M. A. Z.
IMPRESO	M. A. Z.	IMPRESO	M. A. Z.	IMPRESO	M. A. Z.
RECIBIENDO	M. A. Z.	RECIBIENDO	M. A. Z.	RECIBIENDO	M. A. Z.

CORRIENTE	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭
AGUA GPM	9732.57	2 216.24	169.83	1 995.21	145.62	800.52	133.95	271.20	5 732.57				253	
VAPOR Lb/W										116 411	68 962	47 449		
GAS MPCSD														189.16
P PSIG	50	50	50	50	50	50	50	50	40	275.00	275.00	275.00	275.00	
T °F	90	90	90	90	90	90	90	90	110	414	414	414	407	



ABIPSA

DIAGRAMA DE SERVICIOS AUXILIARES

PROY	C.M.R.	DIUJO	F.C.C.	REVISOR
REVISO	M.A.Z.	RECALA	S.I.H.	PROYECTO
ACROSO	M.A.Z.	ACT EN S.I.H.	P.2000	

1.4.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

1.4.1.- Columna DA-201.

(a). Determinación del estado Físico de la alimentación, F_1 .

CONDICIONES: Flujo: 2 700 lb mol/hr.
 Presión: 284.7 psia.
 Temperatura: 100°F.

COMPOSICION:

Componente	% mol
C ₂	0.5
C ₃	52.0
i-C ₄	15.0
n-C ₄	12.0
i-C ₅	5.0
n-C ₅	7.0
C ₆	8.5
TOTAL	100.0

TABLA # 1 "Composición del alimento a torre DA-201".

ESTADO FISICO

Componente	X_{F_i}	Fracción mol	K_i	$X_{F_i}K_i$	X_{F_i}/K_i
C ₂		0.005	2.200	0.011000	0.002272727
C ₃		0.520	0.770	0.400400	0.675324675
i-C ₄		0.150	0.360	0.054000	0.416666667
n-C ₄		0.120	0.260	0.031200	0.461538462
i-C ₅		0.050	0.112	0.005600	0.446428571
n-C ₅		0.070	0.092	0.006440	0.760869565
C ₆		0.085	0.037	0.003145	2.297297297
TOTAL		1.000	-----	0.511785	5.060397364

TABLA # 2 "Estado Físico del alimento a torre DA-201".

(para los valores de las constantes de equilibrio, referirse al nomograma anexo en el apéndice). El estado físico de esta corriente es líquido, a las condiciones de temperatura y presión especificadas.

(b). Balance de Masa.

19

Componente	% mol destilado
C ₂	1.7119
C ₃	97.5320
i-C ₄	0.6940
n-C ₄	0.0550

TABLA # 3 "Composiciones Típicas en el Destilado de una torre despropanizadora". (Fuente: información proporcionada por el I.M.P.)

Tomando en cuenta las composiciones típicas que se presentan para los productos de una torre despropanizadora, se fijan las siguientes composiciones:

$$X_{D_{C_3}} = 0.97532 \quad X_{B_{C_2}} = 0 \quad X_{B_{C_3}} = 0.00227$$

$$X_{D_{n-C_4}} = 0.00055 \quad X_{D_{i-C_5 \text{ plus}}} = 0$$

Haciendo uso de las ecuaciones para el balance de materia, y con las composiciones fijadas se efectuaron los cálculos para el balance completo de la columna DA-201.

	x _F	F	x _D	D	x _B	B
C ₂	0.005	13.5	0.009397273	13.500000000	0.000000000	0.000000000
C ₃	0.520	1404.0	0.975320000	1401.132053000	0.002270000	2.867947465
i-C ₄	0.150	405.0	0.014732727	21.164844000	0.303808147	383.835156000
n-C ₄	0.120	324.0	0.000550000	0.790122861	0.255822825	323.209877100
i-C ₅	0.050	135.0	0.000000000	0.000000000	0.106853422	135.000000000
n-C ₅	0.070	189.0	0.000000000	0.000000000	0.149594791	189.000000000
C ₆	0.085	229.5	0.000000000	0.000000000	0.181650817	229.500000000
TOTAL	1.000	2700.0	1.000000000	1436.587020000	1.000000000	1268.412980000

TABLA # 4 "Balance de materia torre DA-201" (Flujos en lb/hr).

(c). Temperaturas en el domo, fondo y promedio.

1.- Temperatura del domo T_D : asumiendo que la presión de operación de la torre es básicamente la del alimento, o sea 284.7 - psia y después de algunos tanteos, se encuentra satisfactoria una temperatura de 128°F:

	x_D	K	x_D / K
C_2	0.009397273	2.650	0.003546141
C_3	0.975320000	1.010	0.965663366
i- C_4	0.014732727	0.490	0.030066790
n- C_4	0.000550000	0.355	0.001549296
TOTAL	1.000000000	-----	1.000825593

TABLA # 5 "Temperatura de domos torre DA-201".

(los datos para las constantes de equilibrio fueron halladas en el nomograma del apéndice; el error consiste de 8.25593×10^{-4} y se considera como aceptable): $T_D = 128^\circ\text{F}$.

2.- Temperatura de fondo T_B : asumiendo la misma presión que en el caso anterior y después de algunos tanteos, se encuentra satisfactoria una temperatura de 266°F:

	x_B	K	$x_B K$
C_3	0.002270000	2.60	0.005902000
i- C_4	0.303808147	1.55	0.470902628
n- C_4	0.255822825	1.21	0.309545618
i- C_5	0.106853422	0.68	0.072660327
n- C_5	0.149594791	0.60	0.089756875
C_6	0.181650817	0.32	0.058128261
TOTAL	1.000000000	----	1.006895709

TABLA # 6 "Temperatura de fondos torre DA-201".

(los datos para las constantes de equilibrio se hallaron en el nomograma del apéndice; el error consiste de una desviación de 6.895709×10^{-3} que se considera como aceptable): $T_B = 266^\circ\text{F}$.

3.- Temperatura promedio: con las temperaturas de domo y fondo se halla la temperatura promedio de la torre por medio de un promedio aritmético: $T_m = \frac{T_D + T_B}{2} = 197^\circ\text{F}$.

1.4.2.- Columna DA-202.

(a). Determinación del Estado Físico del alimento, F_2 .

CONDICIONES: Flujo: 1263.41298 lb mol/hr.
 Presión: 280 psia (considerando una caída de 5 lb/in² debido a tubería, desde la torre DA-201).
 Temperatura: 266°F aproximadamente.

COMPOSICION:

Componente	% mol
C ₃	0.2270000
i-C ₄	30.3808147
n-C ₄	25.5822825
i-C ₅	10.6853422
n-C ₅	14.9594791
C ₆	18.1650817
TOTAL	100.0000000

TABLA # 7 "Composición del alimento a torre DA-202".

ESTADO FISICO: De acuerdo con la tabla # 2 de la memoria de cálculo de la torre DA-201, el estado físico de esta corriente debe ser líquido; sin embargo, la pérdida en presión de 5 psi provocada por la tubería nos puede conducir a una vaporización que debe tomarse en cuenta. A las condiciones de temperatura y presión especificadas se tiene:

	x_F	K	$x_F K$	x_F / K
C ₃	0.002270000	2.60	0.005902000	0.000873077
i-C ₄	0.303808147	1.58	0.480016872	0.192283637
n-C ₄	0.255822825	1.22	0.312103847	0.209690840
i-C ₅	0.106853422	0.69	0.073728861	0.154860032
n-C ₅	0.149594791	0.61	0.091252823	0.245237362
C ₆	0.181650817	0.33	0.059944770	0.550457021
TOTAL	1.000000000	----	1.022949173	1.353401969

TABLA # 8 "Estado físico del alimento a torre DA-202".

(los datos para las constantes de equilibrio fueron tomados del nomograma del apéndice).

De acuerdo con los resultados obtenidos, el sistema se halla en dos fases.

Se procede a calcular ahora la vaporización molar del alimento:
Después de algunos tanteos, se halla satisfactoria una vaporización molar $V = 0.0975055$.

	N	K	VK	N/ (L + VK)
C ₃	0.002270000	2.60	0.253514300	0.001963653
i-C ₄	0.303808147	1.58	0.154058690	0.287546477
n-C ₄	0.255822825	1.22	0.118956710	0.250450362
i-C ₅	0.106853422	0.60	0.067278795	0.110183919
n-C ₅	0.149594791	0.61	0.059478355	0.155508329
C ₆	0.181650817	0.33	0.032176815	0.194347269
TOTAL	1.000000000	----	-----	1.000000007

TABLA # 9 "Vaporización molar del alimento a torre DA-202".

De esto se concluye que el alimento a la torre DA-202 consiste de una vaporización molar de cerca del 10%.

(b). Balance de Materia.

Componente	% mol alimento	% destilado	% mol fondos
C ₃	0.227	0.780	-----
i-C ₄	29.220	90.033	4.210
n-C ₄	68.318	9.187	92.637
i-C ₅	1.763	-----	2.487
n-C ₅	0.469	-----	0.662
C ₆	0.003	-----	0.005

TABLA # 10 "Composición típica de una torre deisobutanizadora".

(Fuente: información proporcionada por el I.M.P.)

Tomando en cuenta las composiciones típicas que se presentan para los productos de una torre deisobutanizadora, se fijan las siguientes composiciones:

$$x_{D_{i-C_4}} = 0.90033 \quad x_{D_{i-C_5 \text{ plus}}} = 0 \quad x_{B_{C_3}} = 0 \quad x_{B_{i-C_4}} = 0.0421$$

Haciendo uso de las ecuaciones para el balance de materia, y con las composiciones fijadas, se efectuaron los cálculos para el balance completo de la torre:

	x_F	F	x_D	D	x_B	B
C_3	0.00227000	2.867947	0.0074441	2.86794746	0.00000000	0.0000
i- C_4	0.30380815	383.835156	0.9003300	346.86510060	0.04210000	36.9701
n- C_4	0.25582282	323.209877	0.0922259	35.53135494	0.32759667	287.6785
i- C_5	0.10685342	135.000000	0.0000000	0.00000000	0.15373252	135.0000
n- C_5	0.14959479	189.000000	0.0000000	0.00000000	0.21522553	189.0000
C_6	0.18165082	229.500000	0.0000000	0.00000000	0.26134528	229.5000
TOTAL	1.00000000	1263.412980	1.0000000	385.26439660	1.00000000	878.1486

TABLA # 11 "Balance de materia torre DA-202". (Flujos en lb mol/hr)

(c). Temperaturas en el domo, fondo y promedio.

1.- Temperatura de domo T_D : Se asumirá que la presión de operación de la torre es prácticamente la del alimento, o sea 280 psia. - Después de algunos tanteos, se encuentra satisfactoria una temperatura de 207°F.

	x_D	K	x_D/K
C_3	0.007444102	1.86	0.004002205
i- C_4	0.900330000	1.03	0.874106796
n- C_4	0.092225898	0.78	0.118238331
TOTAL	1.000000000	----	0.996347332

TABLA # 12 "Temperatura de domos torre DA-202".

(los datos para las constantes de equilibrio se hallan en el nomograma del apéndice; la desviación es de 3.6526677×10^{-3} que se considerará aceptable $T_D = 207^\circ\text{F}$).

2.- Temperatura de fondo T_B : Asumiendo la misma presión que en el caso anterior y después de algunos tanteos, se encuentra satisfactoria la temperatura de 298°F:

	x_B	K	x_B/K
i- C_4	0.042100000	1.88	0.079148000
n- C_4	0.327596671	1.50	0.491395007
i- C_5	0.153732519	0.89	0.136821942
n- C_5	0.215225527	0.79	0.170028166
C_6	0.261345286	0.45	0.117605377
TOTAL	1.000000000	----	0.994998492

TABLA # 13 "Temperatura de fondos torre DA-202".

Los datos para las constantes de equilibrio se hallan en el nomograma del apéndice: la desviación es de 5.0015079×10^{-3} que se considera aceptable, por lo tanto, $T_B = 298^\circ\text{F}$.

3.- Temperatura promedio: Tomando un promedio aritmético:

$$T_m = (T_D + T_B) / 2 = 252.5^\circ\text{F}$$

1.4.3. Columna DA-203.

(a). Determinación del Estado Físico del Alimento F_3 .

CONDICIONES: Flujo total: 878.1485834 lbmol/hr

Presión: 265 psia (considerando una caída de 5 lb/in² debido a tubería desde la torre DA-202 y de 10 lb/in² debido al intercambiador de fondos EA-206).

Temperatura: 305°F aproximadamente; (para el cálculo de esta temperatura, referirse a la memoria de cálculo del cambiador EA-206).

COMPOSICION:

Componente	% mol
i-C ₄	4.2100000
n-C ₄	32.7596671
i-C ₅	15.3732519
n-C ₅	21.5225527
C ₆	26.1345283
TOTAL	100.0000000

TABLA # 14 "Composición del alimento a torre DA-203".

Estado Físico: De acuerdo a las suposiciones hechas en la memoria de cálculo correspondiente al intercambiador EA-207, la suposición de una vaporización del alimento a esta torre del 20% es consistente con el proceso. De este modo, el alimento a esta torre se halla en dos fases, correspondiendo un 20% al vapor y 80% al líquido.

(b). Balance de Materia.

Tomando en cuenta las composiciones típicas que se presentan para los productos de una torre D-n-butanizadora, se fijan las siguientes composiciones:

$$x_{D_{n-C_4}} = 0.87 \quad x_{D_{i-C_5}} = 0.009 \quad x_{D_{n-C_5}} = 0.001 \quad x_{D_{C_6}} = 0$$

Haciendo uso de las ecuaciones para el balance de materia, y con las composiciones fijadas, se efectuaron los cálculos para el balance completo de la torre:

	x_F	F	x_D	D	x_B	B
i-C ₄	0.042100000	36.97005536	0.1200	36.9700	0.0000000	0.0000000
n-C ₄	0.327596671	287.67855260	0.8700	268.0329	0.0344621	19.6456477
i-C ₅	0.153732519	135.00000000	0.0090	2.7728	0.2319513	132.2272409
n-C ₅	0.215225527	189.00000000	0.0010	0.3081	0.3310008	188.6919091
C ₆	0.261345283	229.50000000	0.0000	0.0000	0.4025858	229.5000000
TOTAL	1.000000000	878.14858340	1.0000	308.0838	1.0000000	570.0647887

TABLA # 15 "Balance de materia torre DA-203" (Flujos en lb mol/hr)

(c). Temperaturas en el domo, fondo y promedio.

1.- Temperatura del domo T_D : Asumiremos que la presión de operación de la torre es prácticamente la del alimento, o sea 265 psia. Después de algunos tanteos, se encuentra satisfactoria una temperatura de 232°F.

	x_D	K	x_D/K
i-C ₄	0.120000000	1.28	0.093750000
n-C ₄	0.870000000	0.98	0.887755102
i-C ₅	0.009000000	0.54	0.016666667
n-C ₅	0.001000000	0.46	0.002173913
TOTAL	1.000000000	----	1.000345682

TABLA # 16 "Temperatura de domos torre DA-203"

(los datos para las constantes de equilibrio se hallan en el nomograma del apéndice; la desviación es de 3.45682×10^{-4} que se considera aceptable) $T_D = 232^\circ\text{F}$.

2.- Temperatura de fondo T_B : Asumiendo la misma presión que en el caso anterior y después de algunos tanteos, se encuentra satisfactoria la temperatura de 345°F:

	x_B	K	x_B/K
n-C ₄	0.034462131	2.10	0.072370475
i-C ₅	0.231951251	1.25	0.289939064
n-C ₅	0.331000814	1.12	0.370720912
C ₆	0.402585805	0.67	0.269732489
TOTAL	1.000000000	----	1.002762940

TABLA # 17 "Temperatura de fondos torre DA-203".

(los datos para las constantes de equilibrio se hallan en el nomograma del apéndice; la desviación es de 2.76294×10^{-3} que se considera aceptable) $T_B = 345^\circ\text{F}$.

(3). Temperatura Promedio: Tomando un promedio aritmético:

$$T_m = (T_D + T_B) / 2 = 288.5^\circ\text{F.}$$

26

1.4.4.- BALANCE DE ENERGIA.

(1). Condensación y subenfriamiento del vapor de domos (columna DA-201)

(a). Condensador EA-201.

$$Q_{\text{cond.}} = 4090.500134(44.094) (130) = 21.3206 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{desob.}} = 4090.500134(44.094) (0.685) (8) = 898 \text{ 745 BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{Tot.}} = Q_{\text{cond}} + Q_{\text{desob}} = 22.219345 \text{ MM BTU/hr.} = 22.22 \text{ MM BTU/hr.}$$

(b). Enfriamiento del producto hasta la temperatura de almacenamiento
(Enfriador EA-202).

$$Q_{\text{enf.}} = 1436.58702(44.094) (0.672) (20) = 851 \text{ 360 BTU/hr.}$$

(2). Vaporización parcial de fondos en el Reboiler EA-203 (vap.76.41)

$$Q_{\text{vap}} = 4090.500134(66.6) (198) = 53.940605 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{cal}} = 1263.413(66.6) (0.724) (34) = 2.07172 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{tot}} = Q_{\text{vap}} + Q_{\text{cal}} = 56.011877 \text{ MM BTU/hr.} = 56.012 \text{ MM BTU/hr.}$$

(3). Condensación y subenfriamiento del vapor de domos (columna DA-202)

(a). Condensador EA-204.

$$Q_{\text{cond}} = 3128.312 (58.12) (106) = 19.272653 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{desob}} = 3128.312(58.12) (0.67) (6) = 730 \text{ 906.3 BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{tot}} = Q_{\text{cond}} + Q_{\text{desob}} = 20.00356 \text{ MM BTU/hr.} = 20.004 \text{ MM BTU/hr.}$$

(b). Enfriamiento del producto hasta la temperatura de almacenamiento
(Enfriador EA-205).

$$Q_{\text{enf}} = 22351.34(0.645) (101) = 1.456 \text{ 078 MM BTU/hr.} = 1.46 \text{ MM BTU/hr.}$$

(4). Vaporización parcial de los fondos en el Reboiler EA-206.

$$Q_{\text{vap}} = 3005.122031(70.5) (175) = 37.0757 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{cal}} = 878.15 (70.5) (0.695) (34) = 1.4629 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{\text{tot}} = Q_{\text{vap}} + Q_{\text{cal}} = 38.538621 \text{ MM BTU/hr.} = 38.539 \text{ MM BTU/hr.}$$

(5). Precalentamiento y vaporización parcial del alimento a la columna
DA-203 con los fondos de ella misma. (Termosifón horizontal EA-207).

(a). Fondos torre DA-202

$$W = 878.15(67.78) = 59521.007$$

$$Q_{vap} = 62023.7345(94.5)(0.2) = 1.124947 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{cal} = 878.15(70.63)(0.7172)(305.298)(0.9) = 280,245 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_{tot} = Q_{vap} + Q_{cal} = 1.4052 \text{ MM BTU/hr.}$$

(b). Fondos torre DA-203

$$Q_{enf} = 570.065(77.31)(0.7)(345.300) = 1.388 \text{ 259 MM BTU/hr.} \approx 1.39 \text{ MM BTU/hr.}$$

Como se puede observar $Q_{tot} = Q_{enf}$

∴ el balance es bueno. (error 1.09%).

(6). Condensación y subenfriamiento de los domos de la columna DA-203.

(a). Condensador EA-208:

$$Q_{cond} = 1321.364(58.12)(100) = 7.6797676 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{desob} = 1321.364(58.12)(0.643)(7) = 345 \text{ 666 BTU/hr.}$$

$$Q_{tot} = Q_{cond} + Q_{dosob} = 8.025434 \text{ MM BTU/hr.} \approx 8.026 \text{ MM BTU/hr.}$$

(b). Enfriador EA-209

$$Q_{enf.} = 308.08(58.12)(0.6)(125) = 1.3462 \text{ MM BTU/hr.}$$

(7). Postenfriador de los fondos de la columna DA-203 hasta la temperatura de almacenamiento (Enfriador EA-210)

$$Q_{enf} = 44071.31(0.617)(200) = 5.4384 \text{ MM BTU/hr.}$$

(8). Vaporización parcial de los fondos de la columna DA-203 con un calentador a fuego directo BA-201. (50% vap.)

$$Q_{cal} = 1145.7342(77.31)(0.7)(357.5-345) = 775,046.22 \text{ BTU/hr.}$$

$$Q_{vap} = 0.5(1145.7342)(77.31)(85) = 3.7645102 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{tot} = 4.5396 \text{ MM BTU/hr.}$$

Considerando 20% de pérdidas por radiación

$$Q_{real \ req.} = 1.20 \times 4.5396 = 5.45 \text{ MM BTU/hr.}$$

Requerimiento global de calor en el proceso

$$Q_{global} = \sum_{i=1}^8 Q_i = 159.406 \text{ MM BTU/hr.}$$

$$Q_{prom \ x \ equipo} = 14.5 \text{ MM BTU/hr.}$$

(I).- BALANCE DE ENERGIA EA-207 (FONDOS DA-203)

Se supone que la temperatura de los fondos de la torre DA-203 descende hasta 300°, para aprovechar al máximo las posibilidades del cambiador.

Calculamos un $PM_{prom.}$ y un C_p promedio para esta corriente:

$$(T_m = (345 + 300)/2 = \underline{322.5^\circ F}):$$

	x	PM	x(PM)	C_p (a T_m)	x(C_p)
n-C ₄	0.034462131	58.120	2.002939054	0.810	0.027914326
i-C ₅	0.231951251	72.146	16.734354950	0.720	0.167004901
n-C ₅	0.331000814	72.146	23.880384730	0.710	0.235010578
C ₆	0.402585805	86.172	34.691623990	0.675	0.271745418
TOTAL	1.000000000	-----	77.31	-----	0.7

El flujo de esta corriente es 570.0647887 lbmol/hr (ver la memoria de cálculo torre DA-203).

Con los datos obtenidos se calcula la carga térmica en este intercambiador:

$$Q = (570.0647887 \text{ lbmol/hr})(77.31 \text{ lb/lbmol})(0.7 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(345-300)^\circ\text{F}$$

$$= \underline{1,388,258.828 \text{ BTU/hr}}$$

(II).- BALANCE DE ENERGIA EA-207 (FONDOS DA-202)

Por otro lado, se sabe del proceso que la otra corriente, los fondos de la torre DA-202, cuyo flujo es 878.1485834 lbmol/hr, se hallan en su punto de burbuja a 298°F y 280 psfa. Es lógico pensar que un aumento de temperatura combinado con una caída de presión - debido a este cambiador y a la tubería (unas 15 psi), provoque una vaporización molar. Dada esta situación, se propone una vaporización de esta corriente de hasta el 20%. Con las suposiciones anteriores se procede a encontrar la temperatura de salida de esta corriente así como la carga que emplea para:

a).- Calentarse de 298°F hasta la temperatura de vaporización al 20%, (calor sensible) y

b).- Vaporización de 20% a la temperatura calculada, (calor latente).

III.- CALCULO DE LA TEMPERATURA DE VAPORIZACION (V=0.2)

Después de algunos tanteos se halla satisfactoria una temperatura de vaporización al 20% de 305°F y a una presión de 265 psfa.

	N	K	VK	N/(L + VK)
i-C ₄	0.042100000	1.99	0.398	0.035141903
n-C ₄	0.327596671	1.60	0.320	0.292497028
i-C ₅	0.153732519	0.93	0.186	0.155915334
n-C ₅	0.215225527	0.83	0.166	0.222800753
C ₆	0.261345283	0.44	0.088	0.294307751
TOTAL	1.000000000	----	-----	1.000662768

(el error consiste de unos 6.63×10^{-4} ; los datos para las constantes de equilibrio se hallan en el nomograma adjunto a esta memoria de cálculo; los datos de composición pudieron ser obtenidos de las secciones (II) de las memoria de cálculo de torres DA-202 y 203, correspondientemente; se sabe que $L = 0.8$)

De este modo, se sabe que entran en concurso los calores:

- Sensible para elevar la mezcla de 298 a 305°F
- Latente para vaporizar, a 305°F, 20% de la mezcla cuya estimación se da como sigue:

a) CALCULO DEL CALOR SENSIBLE

$$T_m = (298 + 305)/2 = \underline{301.5^\circ\text{F}}$$

Se asume que la mezcla se mantiene líquida de 298 a 305°F.

	x	PM	x(PM)	C _p (a T _m)	x(C _p)
i-C ₄	0.042100000	58.120	2.446852000	0.820	0.034522000
n-C ₄	0.327596671	58.120	19.039918520	0.770	0.252249437
i-C ₅	0.153732519	72.146	11.091186320	0.705	0.108381426
n-C ₅	0.215225527	72.146	15.527660870	0.695	0.149581741
C ₆	0.261345283	86.172	22.52064573	0.660	0.172487887
TOTAL	1.000000000	-----	70.63	-----	0.7172

"Cálculo del PM_{av.} y el Cp_{av.}".

De acuerdo con los datos obtenidos, y tomando en cuenta que estrictamente existe una vaporización desde el momento mismo en que se le empieza a aumentar la temperatura a la corriente que entra al intercambiador; se asume lo que se calienta sin vaporizar oscila entre 100 y 80% del líquido sin vaporizar, tomando un promedio de $L = 0.9$ (90%)

$$Q = (0.9)(878.1485834 \text{ lbmol/hr})(70.63 \text{ lb/lbmol})(0.7172 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(305-298)^\circ\text{F}$$

$$Q_{\text{sensible}} = \underline{280,245.1089 \text{ BTU/hr}}$$

b).- CALCULO DEL CALOR LATENTE

Para este propósito se empleó la correlación de Chen, (vaporización del 20%):

$$T_{\text{vap.}} = 305^\circ\text{F} = 424.87^\circ\text{K}$$

tomando datos de las secciones precedentes se tiene:

	i-C ₄	n-C ₄	i-C ₅	n-C ₅	C ₆	TOTAL
P_{vapor}	37.08399	37.08399	16.56481	16.5648	3.79478	-----
P_c	36.00000	37.47000	32.96000	33.1000	29.9200	-----
T_c	408.2	425.4	461	469.8	507.9	-----
K	1.99	1.60	0.93	0.83	0.44	-----
y	0.02802	0.20160	0.07408	0.09762	0.07986	0.48117
Y100%	0.05823	0.41898	0.15396	0.20287	0.16596	1.00000
λ_v	4531.23	635.386	4523.51	3800.32	9398.29	-----
Y100%(λ_v)	263.866	266.212	696.419	770.983	1559.76	3557.24

- en donde P_{vapor} está en atmósferas abs.
- P_c = presión crítica; (en atms. abs.)
- T_c = temperatura crítica; (en °K)
- K = constante de equilibrio a 265 psfa y 305°F
- y = $Kx = KN/(1 + K)$ = fracción mol en el vapor relativa a las moles totales en el líquido y vapor. ($N = y + x$)
- Y100% = fracción mol corregida a 100% y por lo tanto referida a sólo el vapor, (esto se hizo por una simple regla de tres).
- λ_v = calor latente de vaporización obtenido de la correlación de Chen, (en cal/grmol)

Una vez que se ha obtenido el calor latente de vaporización promedio, se calcula la carga térmica debida al calor latente:

(el peso molecular promedio del vapor se estimó en 67.78)

$$= (3557.238332 \text{ cal/grmol}) (\text{grmol}/67.78 \text{ gr}) (454 \text{ gr/lb}) (\text{BTU}/252.161 \text{ cal})$$

$$= 94.5 \text{ BTU/lb}$$

y tomando en cuenta la vaporización de 0.2 se tiene:

$$Q = (0.2)(878.1485834 \text{ lbmol/hr})(67.78 \text{ lb/lbmol})(94.5 \text{ BTU/lb})$$

$$Q_{\text{latente}} = \underline{1,124,945.218 \text{ BTU/hr}}$$

c).- CALOR TOTAL

$$Q_{\text{Tot.}} = Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{latente}} = 280,245.1089 + 1,124,945.218$$

$$= \underline{1,405,190.327 \text{ BTU/hr}}$$

Recalculando la temperatura supuesta, con esta carga calórica, para la salida del cambiador de la corriente de fondos de la torre DA-203 se llega a:

$$T = 345 - \frac{1,405,190.327}{(570.0647887)(77.3)(0.7)} = \underline{299.45^\circ\text{F}}$$

Como puede observarse esta temperatura comparada con la de 300°F supuesta al principio de esta memoria de cálculo, la diferencia es pequeña, de lo que se puede concluir que el método empleado es consistente y las suposiciones hechas se justifican.

(I).- CALCULO DE LA TEMPERATURA A LASALIDA DEL HORNO BA-201

Se considera una vaporización de hasta un 50% en este equipo.
Temperatura de entrada del fluido = 345°F

Con $V = 0.5$ y después de algunos tanteos se halla satisfactoria una temperatura de 357.7°F/; ($P = 265$ psfa)

	N	K	$N/(0.5 + (0.5) K)$
n-C ₄	0.0344462131	2.20	0.0215388319
i-C ₅	0.231951251	1.30	0.2016967400
n-C ₅	0.331000814	1.19	0.3022838484
C ₆	0.402585805	0.71	0.4708605906
TOTAL	1.000000000	----	0.9963800000

(el error consiste de 3.62×10^{-3} que se considera aceptable; los datos de constantes de equilibrio se hallan en el nomograma adjunto a esta memoria; los datos de composición fueron tomados de la memoria de cálculo de la torre DA-203)

El flujo de entrada al calentador es de: 1145.732 lbmol/hr apróx.

(II).- CALCULO DE LOS CALORES SENSIBLE Y LATENTEa).- Calor sensible:

Del cálculo de intercambiador EA-207:

$$PM_{av.} = 77.31 \text{ lb/lbmol}$$

$$C_{p_{av.}} = 0.7 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

Gravedad específica = 90°API apróx.

$$\Delta H = 370 - 285 = 85 \text{ BTU/lb (a } 357.5^\circ\text{F y } 265 \text{ psfa)}$$

$$Q_{sensible} = (1145.7342)(77.31)(0.7)(357.7 - 345) = 775,046 \text{ BTU/hr/}$$

b).- Calor latente: (con el AH hallado y tomando 50% de vap.)

$$Q_{latente} = (0.5)(1145.7342)(77.31)(85) = 3,764,510,218 \text{ BTU/hr/}$$

$$Q_{Tot.} = \frac{\text{BTU/hr}}{4.54 \text{ MM BTU/hr}} /$$

Con un 20% de pérdidas por radiación,

$$\text{Carga del Quemador} = 1.2(4.54) = 5.448 = 5.45 \frac{\text{MMBTU}}{\text{hr.}}$$

(III).- SERVICIO DE GAS COMBUSTIBLE REQUERIDO

Eficiencia global = 0.75

Poder calorífico = 922 BTU/ft³std.

$$\begin{aligned} \text{Volumen de gas requerido} &= \frac{5.45 (10^6) \text{ BTU/hr}}{0.75 (\text{BTU/ft}^3\text{std})} \frac{24 \text{ hr}}{1 \text{ Día}} \\ &= 189,154 \frac{\text{ft}^3 \text{ std}}{\text{día}} \end{aligned}$$

1.5.- DIMENSIONAMIENTO DE LAS COLUMNAS. (1)

1.5.1.- Determinación del reflujo mínimo (columna DA-201).

Anteriormente concluímos que la alimentación a esta torre se hallaba en estado líquido de lo que se deduce que la vaporización molar $\delta (1 - q) = 0$. De esto, debe cumplirse que:

$$\sum_{i=1}^n X_{Fi} \alpha_i / (\alpha_i - \theta) = 0$$

se identifica como: compuesto clave ligero (LK) = C_3

compuesto clave pesado (HK) = $i-C_4$

A las condiciones de: $P = 284.7$ psia

$T = 197^\circ F$

y con ayuda del nomograma del apéndice se tantea el valor correcto de θ de Underwood para que se cumpla la ecuación prescrita:

	X_F	K	$K_i = K_1 / K_{HK}$	$X_F \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$
C_2	0.005	3.900	4.193548387	0.006869072
C_3	0.520	1.710	1.838709677	1.370505766
$i-C_4$	0.150	0.950	1.000000000	-1.063355983
$n-C_4$	0.120	0.710	0.763440860	-0.242604901
$i-C_5$	0.050	0.375	0.403225807	-0.027324856
$n-C_5$	0.070	0.315	0.338709677	-0.029550177
C_6	0.985	0.155	0.166666667	-0.014538919
TOTAL	1.000	-----	-----	0.000000003

TABLA # 18 "Estimación de la θ de Underwood".

(la desviación consiste de 2.79×10^{-9} , que se considera aceptable)

Con el valor de θ hallado, se calcula la relación $\sum_{i=1}^n X_{Di} \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$:

	X_D	α	$X_D \alpha / (\alpha - \theta)$
C_2	0.009397273	4.193548387	0.012910108
C_3	0.975320000	1.838709677	2.570541700
$i-C_4$	0.014732727	1.000000000	-0.104440889
$n-C_4$	0.000550000	0.763440860	-0.001111939
TOTAL	1.000000000	-----	2.477898980

TABLA # 19 "Cálculo de $\sum_{i=1}^n X_{Di} \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$ ".

De lo anterior, se tiene:

$$(L/D)_{\min} = 2.47789898 - 1 = 1.47789898$$

$$(L/D) = (1.25)(1.47789898) = 1.847373725$$

1.5.2.- Estimación del número de platos.

De acuerdo al método descrito anteriormente:

$$(K_{LK/HK})_{\text{av.}} = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} = \frac{1.710}{0.930} = 1.838709677$$

$$N_m = \frac{\log \left\{ \frac{(0.975320000)}{(0.014732727)} \cdot \frac{(0.303808147)}{(0.002270000)} \right\}}{\log (1.838709677)} = 14.92340692$$

Teniendo la torre un condensador total y un reboiler tipo Kettle:

$$N_m' = N_m - 1 = 13.92340692$$

Por otro lado:

$$\frac{(L/D) - (L/D)_{\min}}{(L/D) + 1} = \frac{1.847373725 - 1.47789898}{1.847373725 + 1} = 0.129759835$$

De la correlación de Gilliland:

$$\frac{N - N_m'}{N + 1} = 0.5$$

de lo que se deduce que $N = 28.84681384$ (29 platos teóricos)

Tomando una eficiencia de plato del 70%:

$$N' + \frac{N}{0.7} = 41.20973406 \quad (42 \text{ platos})$$

(Nota: el empleo de un condensador total se justifica por el hecho de el producto debe entregarse en forma líquida, conforme las condiciones de entrega especificadas en las Bases de Diseño, 100°F y 284.7 psfa).

1.5.3.- Determinación del plato de alimentación. (1)

$$m + p = \delta = 29$$

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[\frac{1263.41298}{1436.58702} \left(\frac{0.15}{0.52} \right) \left(\frac{0.002270000}{0.014732727} \right)^2 \right] = -0.4573639$$

$$\frac{m}{p} = \beta = 0.348847865$$

$$p = \frac{29}{1 + 0.348847865} = 21.49983015$$

$$p' = \frac{21.49983015}{0.7} = 30.71404307$$

$$m' = 42 - 30.71404307 = 11.28595693$$

El plato de alimentación debe ser el número 12.

1.5.4.- Determinación del plato crítico.

(a). Perfil interno de flujos para líquido y vapor.

$$F = 2700 \text{ lb mol/hr. (en estado líquido)}$$

$$D = 1436.58702 \text{ lb mol/hr. (en estado líquido)}$$

$$B = 1263.41298 \text{ lb mol/hr. (en estado líquido)}$$

$$(L_1/D) = 1.847373725$$

$$\text{de lo que: } L_1 = (1.847373725)(1436.58702) = 2653.913114 \text{ lb mol/hr.}$$

$$V_1 = L_1 + D = 2653.913114 + 1436.58702 = 4090.500134 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr.}}$$

$$V_1 = V_{12} = V_{42} = V_{43}$$

$$L_{12} = L_1 + F = 2653.913114 + 2700 = 5353.913114 \text{ lbmol/hr.}$$

$$L_{12} = L_{42}$$

$$L_{43} = B = 1263.41298 \text{ lbmol/hr.}$$

por otro lado en el reboiler:

$$\% \text{ vaporización} = \frac{V_{43}}{L_{42}} = \frac{4090.500134}{5353.913114} = 0.764$$

Como lo indica el por ciento de vaporización requerido en el reboiler, se considera que lo más adecuado es emplear un rehedidor tipo Kettle, ya que este tipo de rehedidor es capaz de vaporizar hasta un 80%.

(b). Perfil interno de temperaturas.

Se obtiene el perfil de la fig. 1.5.4.1, tomando datos de las secciones precedentes. En dicho perfil, se concluye que la temperatura en el plato 12 por ejemplo es de aproximadamente 165°F.

(c). Selección del plato crítico.

De acuerdo a los datos se construye esta tabla:

Plato	Flujo vapor (lbmol/hr)	Flujo líquido (lbmol/hr)	T(°F)
1	4090.500134	2653.913114	128
12	4090.500134	5353.913114	165
42	4090.500134	5353.913114	266

Tabla # 20 "Perfiles internos de flujo y temperatura para Torre DA-201"

(de acuerdo con estos resultados, el plato crítico debe ser el número 12).

1.5.4.- Estimación de las densidades para líquido y vapor en el plato crítico.

Se establecen los perfiles de composición para líquido y vapor ilustrados en los perfiles de las fig. 1.5.4.2 y 1.5.4.3 esto suponiendo un perfil lineal.

(b). Estimación del % mol para líquido y vapor en el plato crítico: en el vapor (con datos del perfil)

Para propano: 0.736 - 100%

$$0.715 - X_1 = 97.14673913$$

(como puede observarse, a la altura del plato crítico el vapor V_{12} está constituido en aproximadamente un 97% por propano. Dado esto, se decide emplear para los cálculos posteriores la densidad relativa al propano a 165°F y 284.7 psia que es la presión de operación - de la torre)

en el líquido (con datos del perfil):

para $i-C_4$: 0.254 - 100%

$$0.080 - X_1 = 31.496606299\% \text{ (y así para los demás)}$$

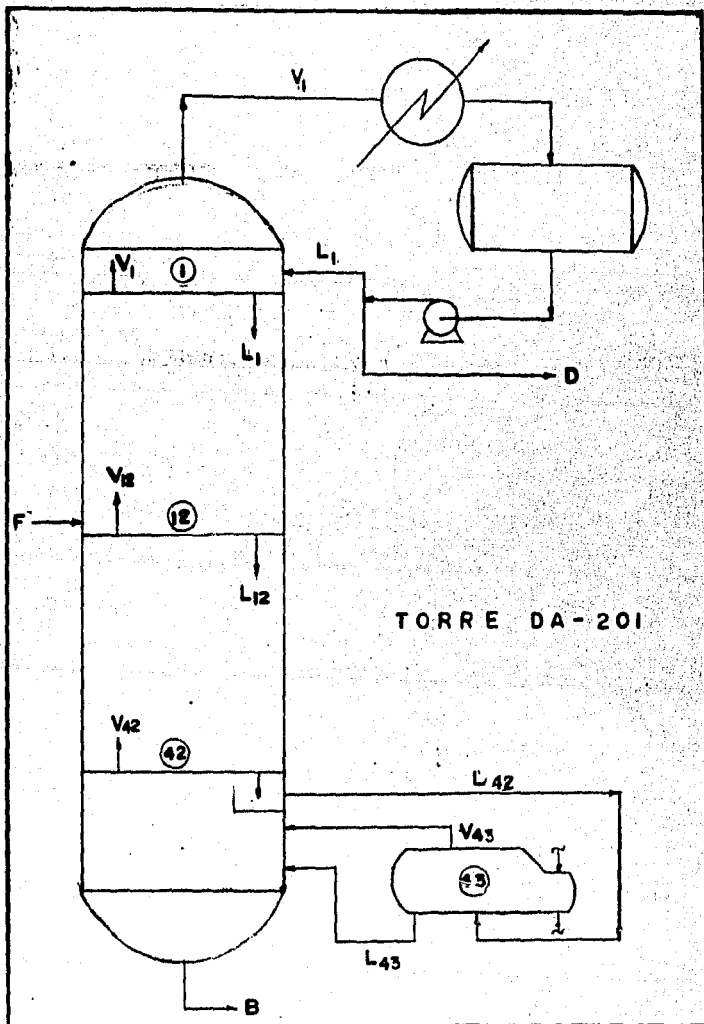


FIG. 2.541

PERFIL DE
TEMPERATURAS
TORRE DA-201

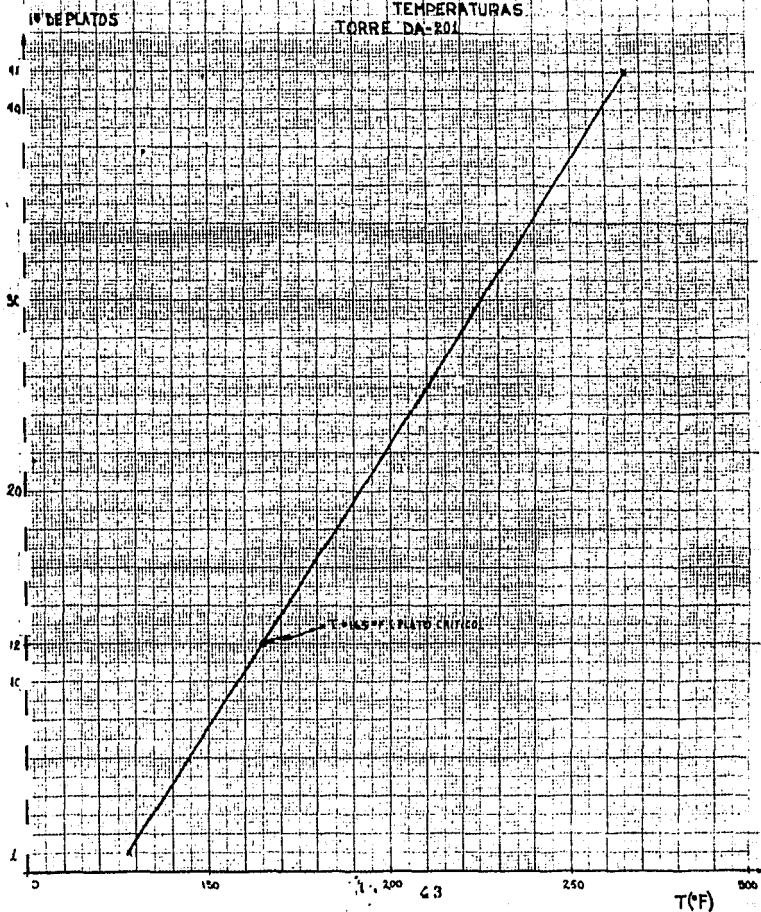
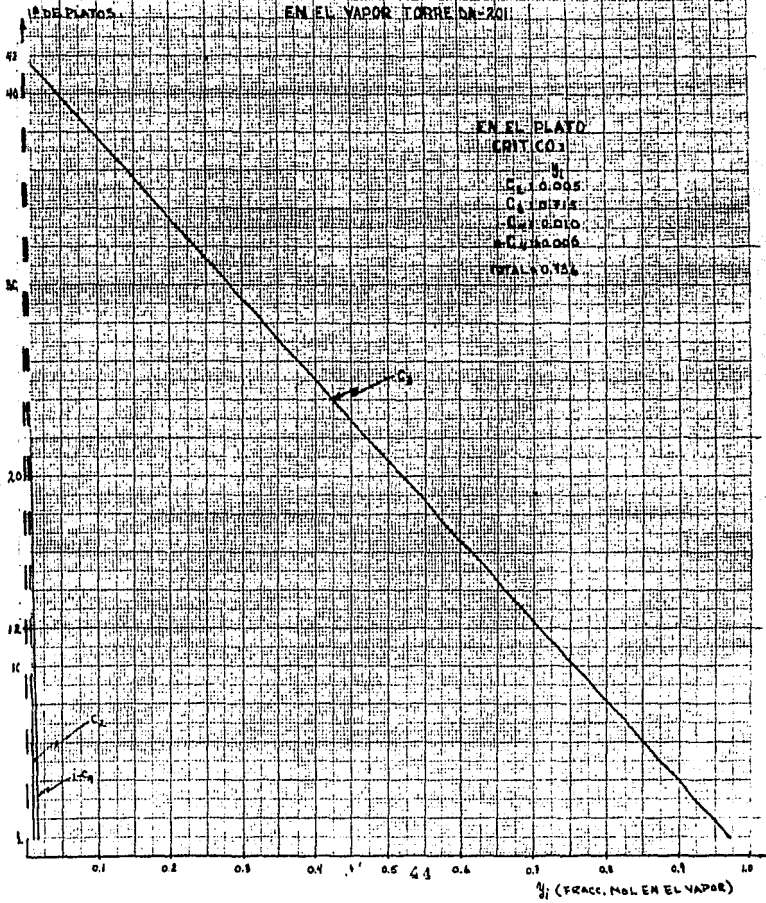
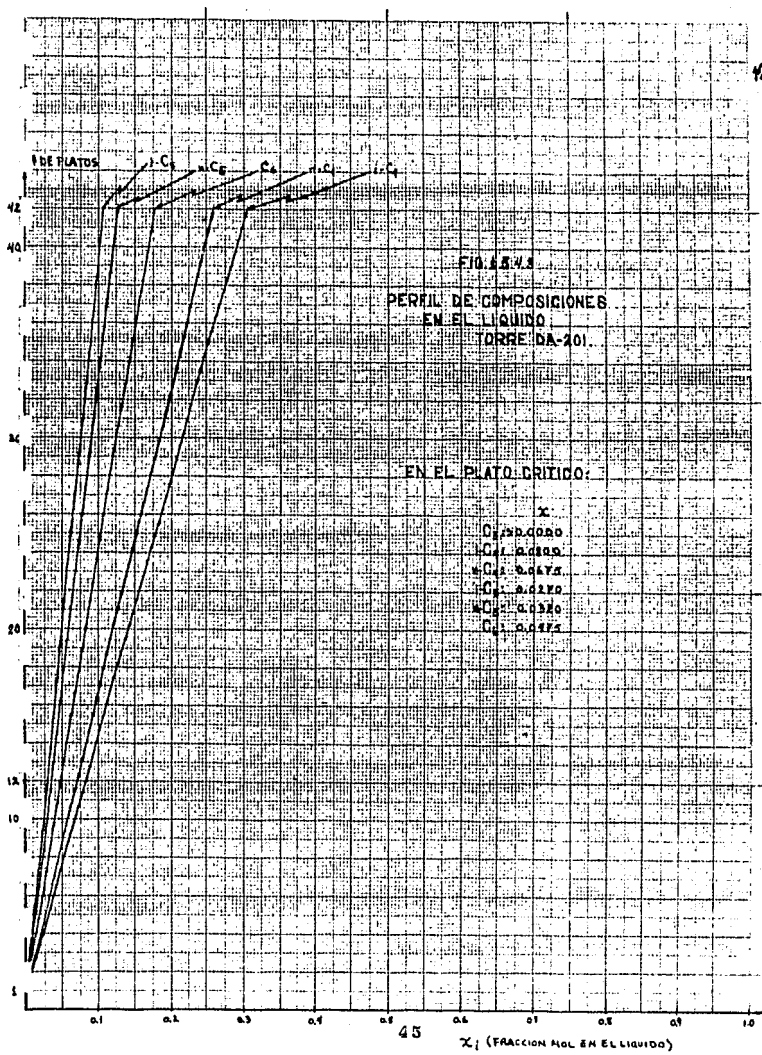


FIG. 1.3.9.2.

PERFIL DE COMPOSICIONES
EN EL VAPOR TORRE DA-201





(c). Densidades para líquido y vapor en el plato crítico:

Vapor: De acuerdo a lo establecido en el inciso anterior, se toma una densidad relativa al propano a 165°F y 284.7 psia; consultando el diagrama de Molliere correspondiente:

$$V = 0.42 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad PM = 44.094 \text{ lb/lbmol}$$

de lo que:

$$P_V = \frac{2.38 \text{ lb/ft}^3}{}$$

	x(en plato crft.)	V (ft ³ /lb)	PM (lb/lbmol)	(x)(V)(PM)(ft ³ /lbmol)
i-C ₄	0.314960630	0.0308	58.120	0.562978144
n-C ₄	0.265748032	0.0308	58.120	0.475714489
i-C ₅	0.106299213	0.0280	72.146	0.214733765
n-C ₅	0.125984252	0.0280	72.146	0.303976819
C ₆	0.187007874	0.0263	86.172	0.423820358
TOTAL	1.000000000	-----	-----	1.981223576

TABLA # 21 "Determinación del peso molecular y de la densidad de la mezcla líquida" (ver referencia 1).

Hallando un peso molecular promedio para la mezcla:

$$\begin{aligned}
 & (0.31496063 + 0.265748032)(58.12) \\
 + & (0.106299213 + 0.125984252)(72.146) \\
 & \frac{(0.187007874)(86.172)}{66.6 \text{ lb/lb mol}} \\
 PM_{\text{prom.}} = & \frac{66.6 \text{ lb/lb mol}}{1.981223576}
 \end{aligned}$$

de lo que la densidad promedio para el líquido en el plato crítico será:

$$P_L = \frac{66.6 \text{ lb/lbmol}}{1.981223576 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} = 33.6 \text{ lb/ft}^3$$

Esta densidad es hallada en base a un T = 165°F y una P = 284.7 psia que son las condiciones en el plato crítico.

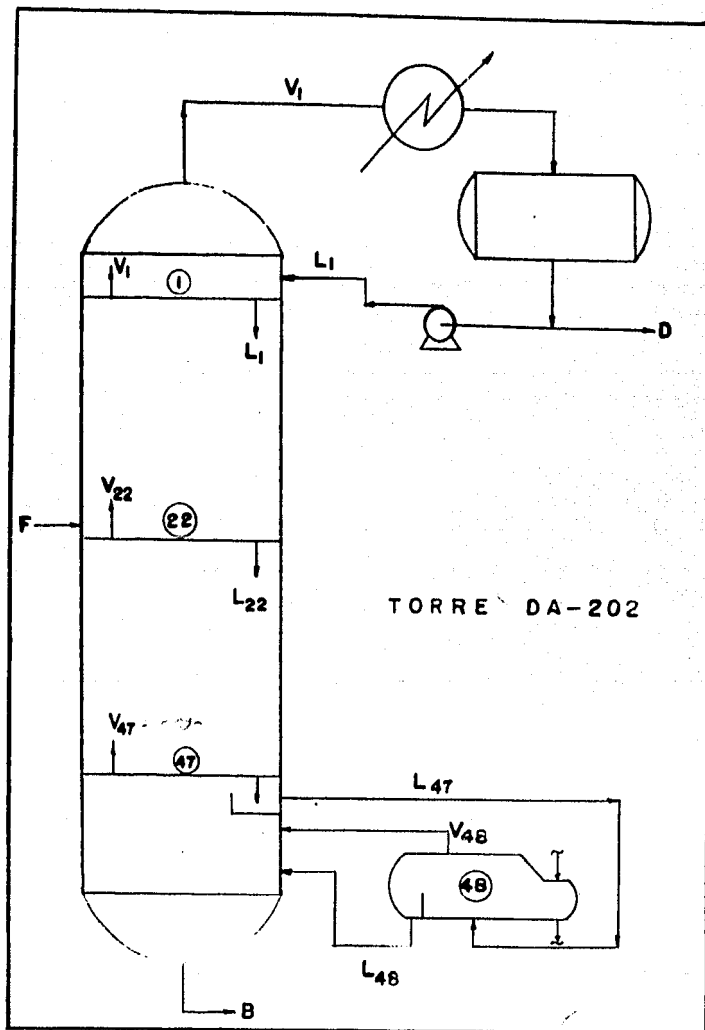
1.5.5.- Determinación del Reflujo Mínimo. (Columna DA-202)

Se había concluido que el alimento a esta torre se hallaba en dos - fases, con una vaporización molar de 0.0975055, de lo que debe cumplirse que:

$$\sum_{i=1}^n x_{Fi} \alpha_i / (\alpha_i - \theta) = 0.0975055$$

Se identifica como: compuesto clave ligero (LK) = i-C₄
 compuesto clave pesado (HK) = n-C₄

A las condiciones : P = 280 psia
 T = 252.5°F



Con ayuda del nomograma del apéndice se tantea el valor más correcto para la θ de Underwood, de modo que se cumpla la ecuación - - prescrita:

	x_F	K	$\alpha_i = K_i / K_{HK}$	$x_F \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$
C_3	0.002270000	2.420	2.200000000	0.004619939
i- C_4	0.303808147	1.400	1.272727273	2.515812895
n- C_4	0.255822825	1.100	1.000000000	-2.149167614
i- C_5	0.106853422	0.600	0.545454546	-0.101614047
n- C_5	0.149594791	0.540	0.490909091	-0.116915652
C_6	0.181650817	0.287	0.260909091	-0.055230165
TOTAL	1.000000000	-----	-----	0.097505536

TABLA # 22 "Estimación de la θ de Underwood".

(la desviación consiste de 3.6×10^{-8} , que se considera como aceptable).

El valor es $\theta = 1.119033445$.

Con el valor de θ hallado, encontramos la relación $\sum_{i=1}^2 \alpha_i x_D / (\alpha_i - \theta)$

	x_D	α	$x_D \alpha / (\alpha - \theta)$
C_3	0.007444102	2.200000000	0.015150353
i- C_4	0.900330000	1.272727273	7.455566437
n- C_4	0.092225898	1.000000000	-0.774789791
TOTAL	1.000000000	-----	6.695926999

TABLA # 23 "Cálculo de $x_D \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$ ".

De lo anterior se tiene que:

$$(L/D)_{\min} = 6.695926999 - 1 = \underline{5.695926999}$$

$$(L/D) = 1.25 (L/D)_{\min} = (1.25)(5.695926999) = \underline{7.119908749}$$

1.5.6.- Estimación del número de platos.

$$(\alpha_{LK/HK})_{av.} = K_{LK} / K_{HK} = 1.4 / 1.1 = 1.272727273$$

$$N_m = \frac{\log \left(\frac{(0.900330000)}{(0.092225898)} \cdot \frac{(0.327596671)}{(0.042100000)} \right)}{\log (1.272727273)} = 17.95579241$$

Teniendo la torre un condensador total y reboiler:

$$N_m' = N_m - 1 = 16.95579241$$

Por otro lado:

$$\frac{(L/D) - (L/D)_{\min}}{(L/D) + 1} = \frac{7.119908749 - 5.695926999}{7.119908749 - 1} = 0.175369181$$

de la correlación de Gilliland:

45

$$\frac{N - N_m'}{N + 1} = 0.47$$

de lo que se deduce que $N = 32.8788536$ (33 platos teóricos)

Tomando una eficiencia de plato del 70%:

$$N' = \frac{N}{0.7} = 46.96979086 \quad \boxed{67 \text{ platos reales}}$$

1.5.7.- Determinación del plato de alimentación.

$$m + p = \delta = 33$$

$$\log(m/P) = 0.206 \log \left[\frac{878.1485834 \left(\frac{0.255822825}{0.303808147} \right) \left(\frac{0.042100000^2}{0.092225898} \right)}{385.2643966} \right] = -0.081986474$$

$$(m/p) = \beta = 0.827967951$$

$$p = \frac{33}{1 + 0.827967951} = 18.05283292$$

$$p' = \frac{18.05283292}{0.7} = 25.78976131 \quad (\text{eficiencia del } 70\%)$$

$$m' = 47 - 25.78976131 = 21.21023869$$

el plato de alimento debe ser el número 22.

1.5.8.- Determinación del plato crítico.

(a). Perfil interno de flujos para líquido y vapor.

$$F_{\text{tot.}} = 1263.41298 \text{ lbmol/lb (con una vaporización molar de } 0.0975055)$$

$$D = 385.2643966 \text{ lbmol/lb (en estado líquido)}$$

$$B = 878.1485834 \text{ lb mol/lb (en estado líquido)}$$

$$(L_1/D) = 7.119908749$$

de lo que:

$$L_1 = (7.119908749)(385.2643966) = 2743.047348 \text{ lbmol/hr}$$

$$V_1 = L_1 + D = 2743.047348 + 385.2643966 = \underline{3128.311745 \text{ lbmol/hr}}$$

$$\begin{aligned} V_{22} = V_{47} = V_{48} = V_1 - (0.0975055) F_{\text{tot.}} \\ = 3128.311745 - (0.0975055)(1263.41298) \\ = \underline{3005.122031 \text{ lbmol/hr}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L_{22} = L_1 + F_{\text{liq.}} &= 2743.047348 + (1 - 0.0975055)(1263.41298) \\ &= \underline{3883.270614 \text{ lbmol/hr}} \end{aligned}$$

$$B = L_{48} = \underline{878.1485834 \text{ lbmol/hr}}$$

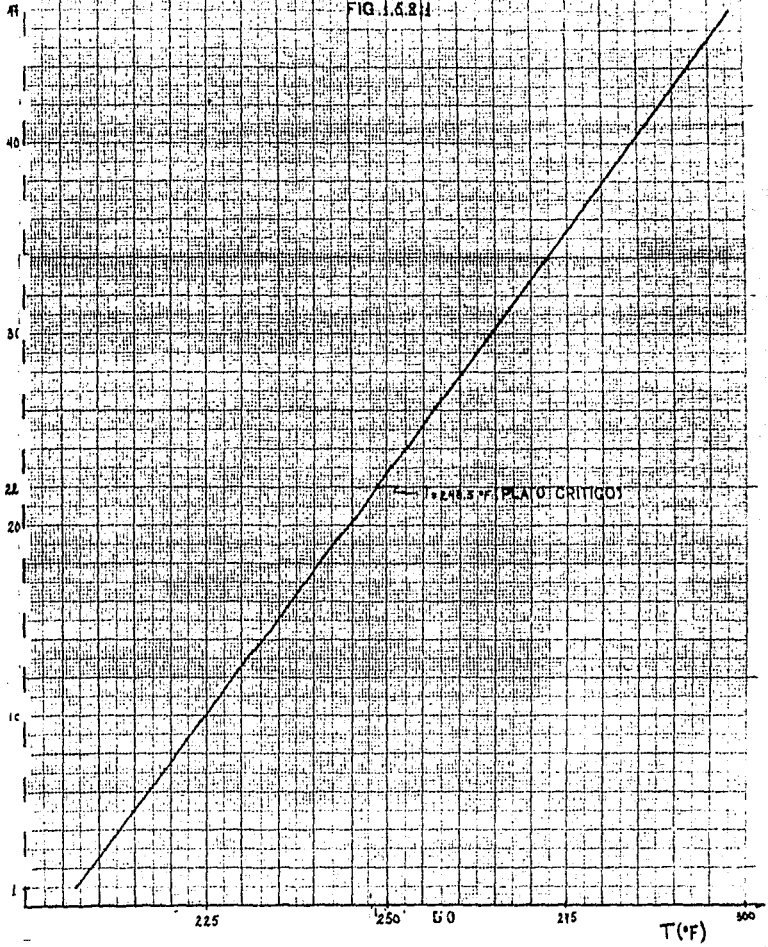
N. PLATOS

PERFIL DE TEMPERATURAS

TORRE DA-202

(MÓDULO LINEAL)

FIG. 1.6.8.1



de lo que en el reboiler:

$$\% \text{ vaporización} = V_{48} / L_{47} = \frac{3055.122031}{3883.270614} = 0.774 \text{ (un 77.4\%)}$$

Como lo indica el % de vaporización en el reboiler, se considera que lo más adecuado es emplear un rehervidor tipo Kettle, ya que este tipo de rehervidor es capaz de vaporizar hasta un 80%.

(b). Perfil interno de temperaturas en el plato

Se obtiene el perfil tomando datos de las secciones precedentes. En dicho perfil se concluye que, por ejemplo, la temperatura en el plato 22 es aproximadamente 248.5°F.

(c). Selección del plato crítico.

De acuerdo a los datos obtenidos se tiene:

Plato	Flujo vapor (lbmol/hr)	Flujo líquido (lbmol/hr)	T (°F)
1	3128.311745	2743.047348	207.0
22	3005.122031	3883.270614	248.5
47	3005.122031	3883,270614	298.0

TABLA # 24 "Perfiles internos de flujo y temperatura en torra DA-202" de lo que se concluye que el plato crítico debe ser el número 22.

II.- Estimación de las densidades para líquido y vapor en el plato crítico.

(a). Se establecen los perfiles de composición para líquido y vapor ilustrados en los perfiles 1.5.8.2 y 1.5.8.3. Ésto suponiendo un perfil lineal.

(b). Estimación del % mol para vapor y líquido en el plato crítico: Con datos del perfil correspondiente:

VAPOR: para iso-butano: 0.55 - 100%

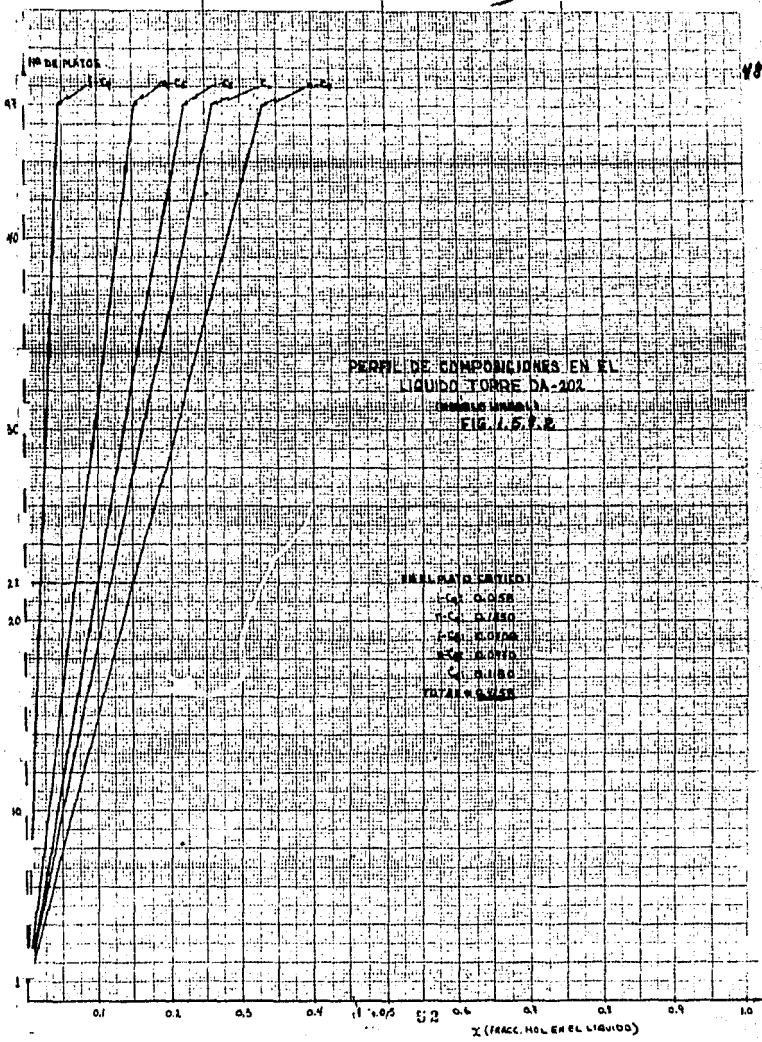
$$0.495 - X \% = 90\%$$

(como puede observarse, a la altura del plato crítico el vapor V_{22} está constituido en aproximadamente 90% por $i-C_4$. Dado esto, se decide emplear para los cálculos una densidad relativa al $i-C_4$ a 248.5°F y 280 psia consultando para esto el diagrama de Molliere correspondiente asumiendo que el comportamiento de $i-C_4$ y $n-C_4$ es muy semejante). Con esto se puede ya evaluar una densidad relativa al vapor en el plato crítico.

LIQUIDO: para $n-C_4$ (tomando datos del perfil correspondiente)

$$0.4258 - 100\%$$

$$0.125 - X \% = 29.3565054\% \text{ (y así para los demás)}$$



PERFIL DE COMPOSICIONES EN EL LIQUIDO TORRE DA-202

(MOMIOS UNIDAD) FIG. 1.5.5.2

ANALISIS EN UNO

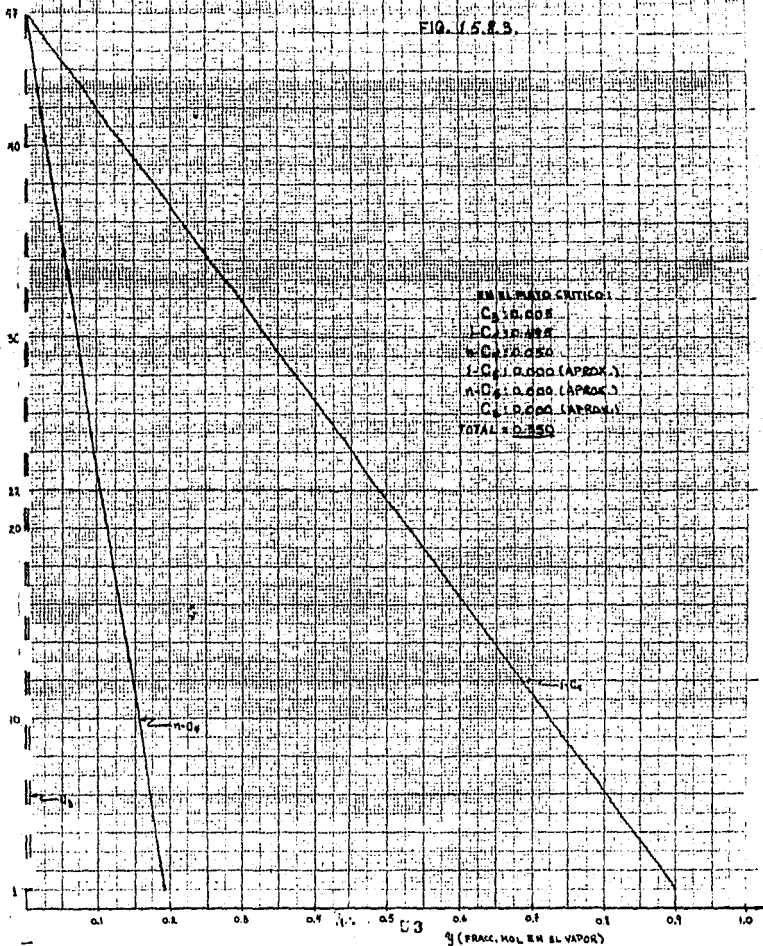
- E-Ca: 0.058
- T-Ca: 0.180
- L-Ca: 0.0706
- E-C: 0.0773
- C: 0.180
- TOTAL: 0.558

X (FRACC. MOL EN EL LIQUIDO)

N. PLATO

PERFIL DE COMPOSICIONES
EN EL VAPOR
TORRE DA-202

FIG. 15.8.5.



EN EL PLATO CRITICO:
C₂ = 0.008
C₃ = 0.008
n-C₄ = 0.050
i-C₄ = 0.000 (APROX.)
n-C₅ = 0.000 (APROX.)
C₆ = 0.000 (APROX.)
TOTAL = 0.150

y (FRACC. MOL EN EL VAPOR)

53

(c). Densidades para vapor y líquido en el plato crítico. 50

Vapor: de acuerdo a lo establecido en el inciso anterior correspondiente:

$$V = 0.33 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$PM = 58.12 \text{ lb/lbmol}$$

$$P_V = 3.03 \text{ lb/ft}^3$$

	x(en plato crítico)	V(ft ³ /lb)	PM(lb/lbmol)	(x)(V)(PM) (ft ³ /lbmol)
i-C ₄	0.03710662283	0.0345	58.120	0.074403974
n-C ₄	0.29356505400	0.0345	58.120	0.588639032
i-C ₅	0.16439643020	0.0310	72.146	0.367676890
n-C ₅	0.22780648190	0.0310	72.146	0.509495120
C ₆	0.27712541100	0.0285	86.172	0.680592851
TOTAL	1.00000000000	-----	-----	2.220807867

TABLA # 25 "Determinación del peso molecular y densidad del líquido".

Hallando un peso molecular promedio para la mezcla:

$$PM_{\text{prom.}} = (0.03710662283 + 0.293565054) + (0.1643964302 + 0.2278064819) \\ (72.146) + (0.277125411)(86.172) = 71.4 \text{ lb/lbmol.}$$

de lo que la densidad promedio para el plato crítico del líquido será:

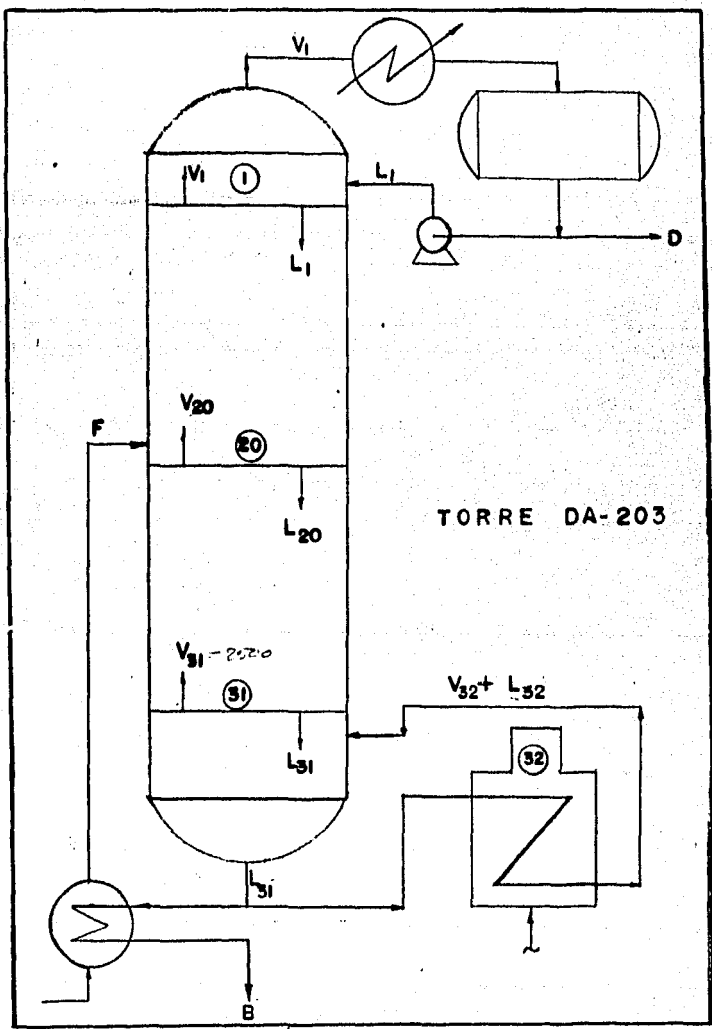
$$P_L = \frac{71.4 \text{ lb/lbmol}}{2.220807867 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} = 32.15 \text{ lb/ft}^3$$

NOTA: Los volúmenes específicos de i-C₄ y n-C₄ fueron tomados como los de líquido saturado a 280 psia, ya que a esta presión y a la temperatura de 248.5°F su estado según el Molliere correspondiente no es líquido sino vapor. A esto hay que aclarar que los componentes en realidad ni se encuentran en estado puro ni a la temperatura de 248.5°F dado que hay que recordar que esta temperatura fue estimada en base a un modelo lineal que muy posiblemente no concuerde bien con la realidad. Sin embargo, el hecho de haber tomado sus volúmenes específicos como líquido saturado a la presión de operación de la torre, se considerará como satisfactorio para nuestros propósitos de evaluar una densidad promedio en el líquido para el plato crítico, cuyo valor, por otra parte, nos parece muy razonable (32.15 lb/ft³).

1.5.9.- Determinación del reflujo mínimo. (Columna DA-203)

Anteriormente se concluyó que la alimentación a esta torre se halla en dos fases con una vaporización molar del 20%, o bien que (1-q) = 0.2. De esto debe cumplirse que:

$$\sum_{i=1}^n x_{Fi} \alpha_i / (\alpha_i - \theta) = 0.2$$



TORRE DA-203

Se identifica como: compuesto clave ligero (LK) = n-C₄
 compuesto clave pesado (HK) = i-C₅

52

A las condiciones : P = 265 psia
 T = 288.5°F

Con ayuda del nomograma del apéndice se tantea el valor más correcto para la θ de Underwood, de modo que se cumpla la ecuación prescrita:

	x_F	K	$\alpha_i = K_i/K_{HK}$	$x_F \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$
i-C ₄	0.042100000	1.87	2.174418605	0.103931561
n-C ₄	0.327596671	1.50	1.744186047	1.268152589
i-C ₅	0.153732519	0.86	1.000000000	-0.523580736
n-C ₅	0.215225527	0.77	0.895348837	-0.483848956
C ₆	0.261345283	0.43	0.500000000	-0.164654415
TOTAL	1.000000000	----	-----	0.200000043

TABLA # 26 "Estimación de la θ de Underwood".

(la desviación consiste de 4.34×10^{-8} que se considera aceptable).

El mejor valor fue $\theta = 1.2936176$.

Con el valor de θ hallado, se halla la relación $\sum_{i=1}^n x_D \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$

	x_D		$x_D \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$
i-C ₄	0.120000000	2.174418605	0.296241979
n-C ₄	0.870000000	1.744186047	3.367838718
i-C ₅	0.001000000	0.895348837	-0.002248102
TOTAL	1.000000000	-----	3.631180482

TABLA # 27 "Cálculo de $\sum x_D \alpha_i / (\alpha_i - \theta)$

De lo anterior se tiene que:

$$(L/D)_{\min} = 3.631180 - 1 = 2.631180482$$

$$(L/D) = 1.25 (L/D)_{\min} = 3.288975603$$

1.5.10.- Estimación del número de platos.

$$(\alpha_{LK/HK})_{av} = K_{LK}/K_{HK} = 1.5/0.86 = 1.744186047$$

$$N_m = \frac{\log. \left[\frac{(0.870)}{(0.009)} \cdot \frac{(0.231951251)}{(0.034462131)} \right]}{\log. (1.744186047)} = 11.64492999$$

Equipando a la torre con un condensador total y reboiler:

53

$$N_m' = N_m - 1 = 10.64492999$$

Por otro lado:

$$\frac{(L/D) - (L/D)_{\min}}{(L/D) + 1} = \frac{3.288975603 - 2.631180482}{3.288975603 + 1} = 0.153368819$$

de la correlación de Gilliland:

$$\frac{N - N_m'}{N + 1} = 0.48$$

de lo que se deduce que: $N = 21.39409613$ (6 22 platos teóricos)

Tomando una eficiencia de plato del 70%:

$$N' = \frac{N}{0.7} = 30.56299447 \quad \boxed{6 \text{ 31 platos reales}}$$

1.5.11.- Determinación del plato de alimentación.

$$\log(m/p) = 0.206 \log \left[\frac{570.0647887}{308.0837947} \left(\frac{0.153732519}{0.327596671} \right) \left(\frac{0.034462131}{0.009000000} \right) \right] = 0.227605458$$

$$m/p = \beta = 1.68890592$$

$$p = 22 / (1 + 1.68890592) = 8.18176636$$

$$p' = 8.18176636 / 0.7 = 11.68823766 \quad (\text{eficiencia del } 70\%)$$

$$m' = N' - p' = 31 - 11.68823766 = 19.31176234$$

de lo que el plato de alimento debe ser el número 20.

1.5.12.- Determinación del plato crítico.

(a). Perfil interno de flujos para líquido y vapor.

$$F_{\text{tot.}} = 878.1485834 \text{ lbmol/hr} \quad (\text{con una vaporización molar de } 0.2)$$

$$D = 308.0837947 \text{ lbmol/hr} \quad (\text{en estado líquido})$$

$$B = 570.0647887 \text{ lbmol/hr} \quad (\text{en estado líquido})$$

$$(L_1/D) = 3.288975603$$

de lo que:

$$L_1 = (3.288975603)(308.0837947) = 1013.280084 \text{ lbmol/hr}$$

$$V_1 = L_1 + D = 1013.280084 + 308.0837947 = 1321.363879 \text{ lbmol/hr}$$

$$V_{20} = V_1 - F_{\text{vap.}} = 1321.363879 - (0.2)(878.1485834)$$

$$= 1145.734162 \text{ lbmol/hr} = V_{31} = V_{32}$$

$$L_{20} = L_1 + F_{\text{liq.}} = 1013.280084 + (1 - 0.2)(878.1485834)$$

$$= 1715.798851 \text{ lbmol/hr} = L_{31}$$

Para los fondos de retorno a esta torre se empleará un calentador a fuego directo que proporcionará un 50% de vaporización, $(L_{32} = V_{32})$.

(b). Perfil Interno de Temperaturas.

De acuerdo al método descrito, se obtiene el perfil 1.5.12.1, tomando datos de las secciones presedentes. En dicho perfil, se concluye que la temperatura en el plato 20, por ejemplo, es de aproximadamente 303.5°F.

(c). Selección del plato crítico.

De acuerdo a los datos obtenidos se construye la siguiente tabla:

Plato	Flujo vapor (lbmol/hr)	Flujo líquido (lbmol/hr)	T(°F)
1	1321.363879	1013.280084	232.0
20	1145.734162	1715.798951	303.5
31	1145.734162	1715.798951	345.0

TABLA # 28 "Perfiles internos de flujos y temperatura para torre Da-203".

de lo que de acuerdo a los criterios expuestos, el plato crítico - debe ser el número 20.

II.- Estimación de las densidades para líquido y vapor en el plato crítico.

(a). Perfiles de composición:

Se establecen los perfiles de composición para líquido y vapor ilustrados en los perfiles 1.5.12.2 y 1.5.12.3, asumiendo un perfil lineal.

(b). Estimación del % mol para vapor y líquido en el plato crítico:

VAPOR: para n-butano: 0.369 - 100%
0.320 - X% = 86.72%

(como puede observarse, a la altura del plato crítico el vapor V₂₀ está constituido en aprox. 86.72% de n-C₄; dado esto, se decide emplear para este vapor (303.5°F y 265 psia), consultando para esto el Molliere correspondiente.

LIQUIDO: con datos del perfil correspondiente, para i-C₅:

0.627 - 100%
0.145 - X% = 23.12599681 %
(y así para los demás)

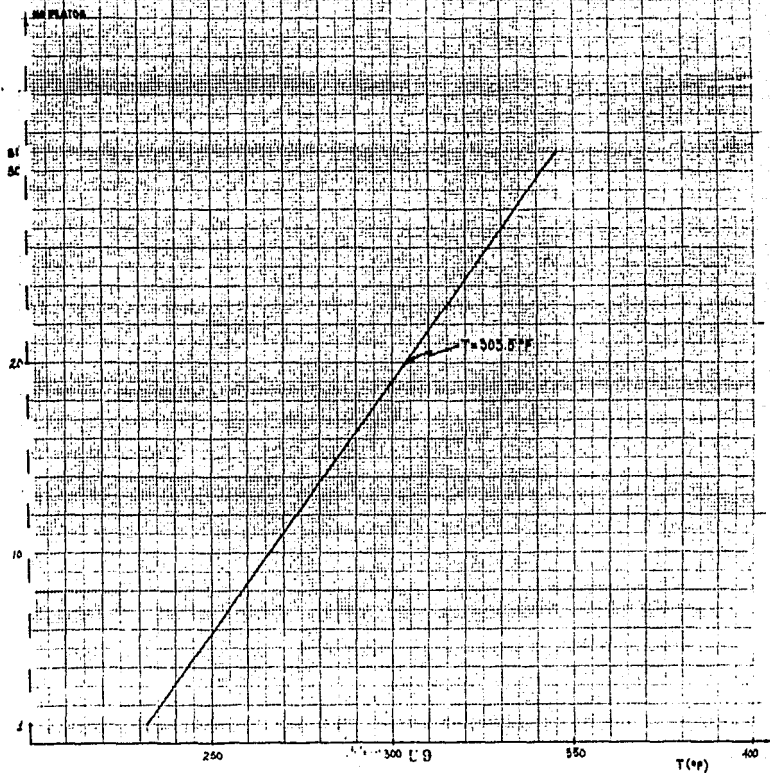
(c). Densidades para vapor y líquido en el plato crítico.

Vapor: de acuerdo a lo establecido en el inciso anterior correspondiente:

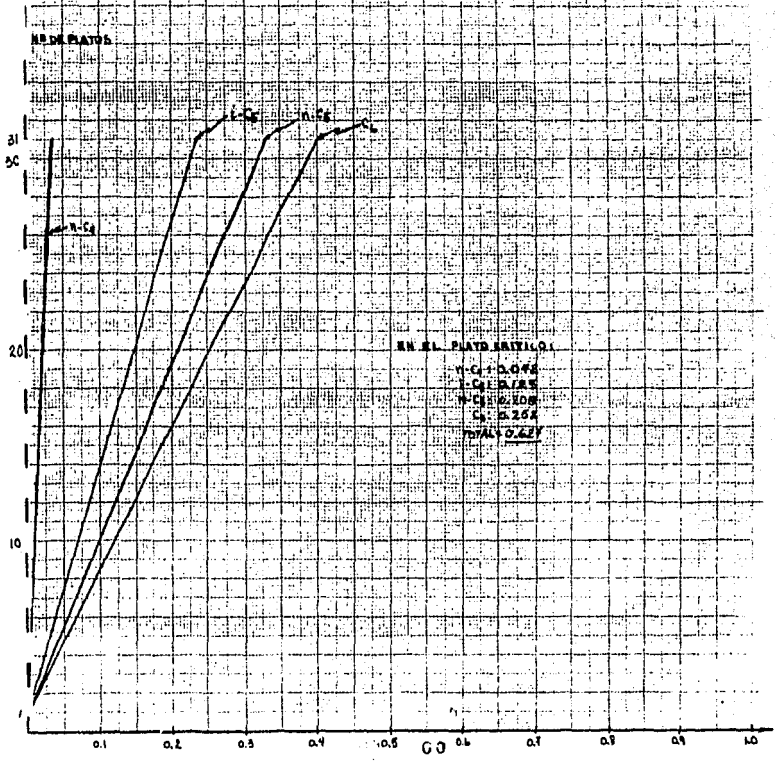
$$V = 0.425 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad \text{y} \quad \rho_V = 2.353 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

PERFIL DE TEMPERATURAS
TORRE DA-203

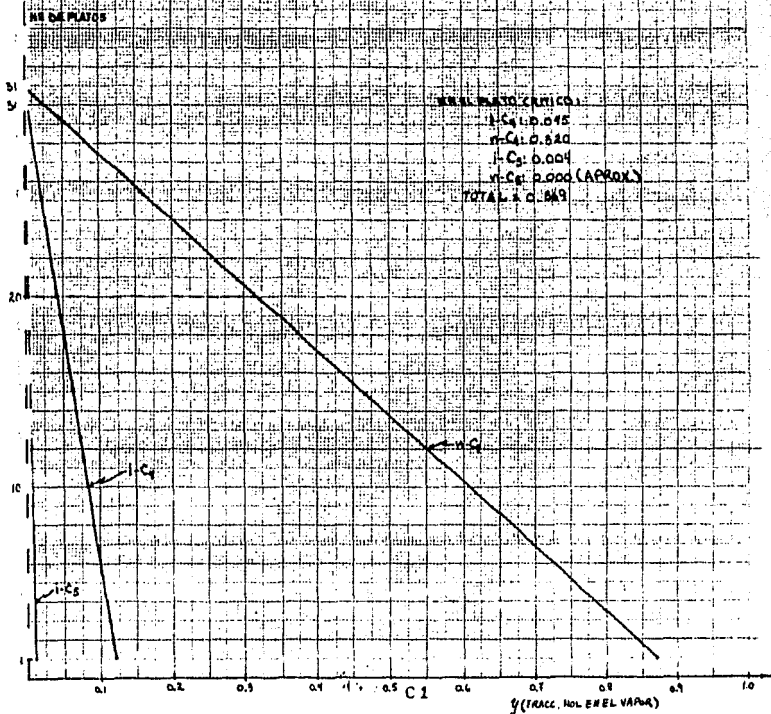
FIG. 1.5.12.1



PERFIL DE COMPOSICIONES
EN EL LIQUIDO
TORRE DA-203
FIG. 1.5.42.2



PERFIL DE COMPOSICIONES
EN EL VAPOR
TORRE DA-203
FIG. 1.5/2.3



	x(en plato crítico)	$\bar{V}=(ft^3/lb)$	PM(lb/lbmol)	(x)(\bar{V})(PM) $ft^3/lbmol$
n-C ₄	0.0350877193	0.03425	58.120	0.069845964
i-C ₅	0.2312599681	0.03450	72.146	0.575614617
n-C ₅	0.3317384370	0.03450	72.146	0.825709244
C ₆	0.4019138756	0.03050	86.172	1.056328536
TOTAL	1.0000000000	-----	-----	2.527498362

58

. TABLA # 29 "Peso molecular y densidad de la mezcla líquida".
Hallando un peso molecular promedio para la mezcla:

$$\begin{aligned}
 PM_{\text{prom.}} &= (0.0350877193)(58.12) \\
 &+ (0.2312599681 + 0.331738437)(72.146) \\
 &+ (0.4019138756)(86.172) \\
 &= 77.3 \text{ lb/lbmol}
 \end{aligned}$$

de lo que la densidad promedio para el plato crítico del líquido será:

$$P_L = \frac{77.3 \text{ lb/lbmol}}{2.527498362 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} = 30.58 \text{ lb/ft}^3$$

NOTA: El volumen específico para el n-C₄ fue tomado como el del líquido saturado a 265 psia, ya que a esta presión y a la temperatura de 303.5°F, según el Molliere para el n-C₄, no existe como líquido, sino como vapor. A esto hay que aclarar que en realidad, ni se encuentra en estado puro ni a la temperatura de 303.5°F, según el perfil lineal supuesto para la temperatura en el plato crítico, ya que es muy posible que el perfil de temperatura no sea lineal. Sin embargo, con objeto de evaluar una densidad promedio en el plato crítico, se consideran satisfactorias las suposiciones hechas, además de que el valor calculado nos parece muy lógico (30.58 lb/ft³).

1.5.13.- Dimensionamiento de las columnas de destilación. (2)

(a). Torre DA-201.

Para este propósito se seguirá el método indicado en la referencia (19) para platos de válvulas.

Tomando datos de las secciones precedentes:

$$CFS = (4090.500134 \text{ lbmol/hr})(44.094 \text{ lb/lbmol})(ft^3/2.38 \text{ lb})(hr/3600\text{seg})$$

$$CFS = 21.05118031 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$GPM = 1323.078608 \text{ gal/min}$$

$$\text{Se toma: SF} = 1$$

$$FF = 0.82$$

$$TS = 24 \text{ in}$$

$$VD_{\text{dsg}} = 250 (1) = 250 (\text{gpm}/ft^2)$$

$$= (41) \sqrt{33.6 - 2.38} (1) = 229.0869267$$

$$= (7.5) \sqrt{24} \sqrt{33.6 - 2.38} (1) = 205.2973454 \text{ (valor más bajo)}$$

$$CAF_0 = CAF = 0.423$$

$$V_{load} = (21.05118031) \sqrt{2.38 / (33.6 - 2.38)} = 5.812306131 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

59

$$DT_{\text{aprox.}} = \frac{7' - 0''}{2} \text{ para dos pasos}$$

$$FPL = \frac{9(7)}{2} = 31.5 \text{ in}$$

$$AAM = \frac{(5.812306131) + \frac{(1323.078608)(31.5)}{130000}}{(0.423)(0.82)} = 25.99961763 \text{ ft}^2$$

$$ADM = \frac{1323.078608}{(0.11) \frac{(205.2973454)(0.82)}{2.859957939}} = 7.859383152 \text{ ft}^2$$

$$(0.11) AAM = 2.859957939 \quad ADM > (0.11) AAM \quad (\text{OK.})$$

$$ATM = 25.99961763 + 2(7.859383152) = 41.71838393 \text{ ft}^2 \quad (\text{valor mayor})$$

$$= \frac{5.812306131}{(0.78)(0.423)(0.82)} = 21.48323395 \text{ ft}^2$$

$$DT = \sqrt{\frac{41.71838393}{0.7854}} = 7.28816657 \quad \underline{DT = 7' - 6'' = 7.5 \text{ ft} = 90 \text{ in}}$$

$$AT = (0.7854)(7.5)^2 = 44.17875 \text{ ft}^2$$

$$AD = \frac{(44.17875)(7.859383152)}{41.71838393} = 8.322894865 \text{ ft}^2$$

$$(0.1) AT = 4.417875 \quad AD > (0.1) AT \quad (\text{OK.})$$

$$WF_3 = 12$$

$$H_3 = \frac{(12)(8.322894865)}{7.5} = 13.31663178 \text{ in}$$

$$AD_1/AT = \frac{4.161447433}{44.17875} = 0.0941$$

$$H_1/D = 0.15$$

$$H_1 = (0.15)(90) = 13.5$$

$$FPL = \frac{12(7.5) - (2(13.5) + 13.31663178)}{2} = 38.15831589 \text{ in}$$

$$FPL_1 = 8.5 + 1.5 X_1 = 37 \text{ in (valor más bajo)}$$

$$FPL_2 = 8.5 + 1.5 X_2 = 38.5 \text{ in}$$

$$\text{donde } X_1 = 19$$

$$X_2 = 20$$

de lo que:

$$37 = \frac{12(7.5) - (2H_1 + H_3)}{2}$$

$$\text{Se escoge } H_1 = 5.5 \text{ in}$$

$$H_3 = 5.0 \text{ in}$$

$$H_1/D = 0.0611 \quad \text{de donde se tiene: } AD_1/AT = 0.0251$$

$$AD_1 = (0.0251)(44.17875) = 1.108886625 \text{ ft}^2$$

$$AD = 2AD_1 = 2.21777325$$

$$AA = 44.17875 - 2(1.108886625) - 3.125 = 38.83597675 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{Flood} = (100) \frac{(5.812306131) + \frac{(1323.078608)(37)}{13000}}{(38.83597675)(0.423)} = 58.3\% \quad (\text{OK.})$$

$$\% \text{Flood} = (100) \frac{5.812306131}{(44.17875)(0.423)(0.78)} = 39.9\% \quad (\text{OK.})$$

(b). Torre DA-202.

$$\text{CFS} = (3005.122031 \text{ lbmol/hr})(\text{ft}^3/3.03 \text{ lb})(58.12 \text{ lb/lbmol})(\text{hr}/3600\text{seg})$$

$$\text{CFS} = 16.01188966 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{GPM} = (3883.270614 \text{ lbmol/hr})(\text{ft}^3/32.15 \text{ lb})(71.41\text{lb}/\text{lbmol})(\text{hr}/60\text{min})$$

$$(7.4805 \frac{\text{gal}}{\text{ft}^3})$$

$$\text{GPM} = 1075.212408 \text{ gal/min}$$

$$\text{se toma: SF} = 1$$

$$\text{FF} = 0.82$$

$$\text{TS} = 24 \text{ in}$$

$$\text{VD}_{\text{dsg}} = 250 (1) = 250$$

$$= 41 \sqrt{32.15 - 3.03} (1) = 221.248096$$

$$= (7.5) \sqrt{24} \sqrt{32.15 - 3.03} (1) = 198.2725397 \quad (\text{valor más bajo})$$

$$\text{CAF}_0 = \text{CAF} = 0.414$$

$$\text{V}_{\text{load}} = (16.01188966) \frac{3.03/32.15 - 3.03}{32.15} = 5.164926 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{DT}_{\text{aprox.}} = 8' - 0'' \text{ para un paso}$$

$$\text{FPL} = \frac{9(8)}{1} = 72 \text{ in}$$

$$\text{AAM} = \frac{(5.164974926) + \frac{(1075.212408)(72)}{1300}}{(0.414)(0.82)} = 32.75597234 \text{ ft}^2$$

$$\text{ADM} = \frac{1075.212408}{(198.2725397)(0.82)} = 6.613294235 \text{ ft}^2$$

$$(0.11)\text{AAM} = 3.606156957 \quad \text{ADM} > (0.11)\text{AAM} \quad (\text{OK.})$$

$$\text{ATM} = 32.75597234 + 2(6.613294235) = 45.98256081 \text{ ft}^2 \quad (\text{valor mayor})$$

$$= \frac{5.164974926}{(0.78)(0.414)(0.82)} = 19.50560483 \text{ ft}^2$$

$$\text{DT} = \sqrt{\frac{45.98256081}{0.7854}} = 7.65158009 \text{ ft} \quad \text{DT} = 8' - 0'' = 96 \text{ in}$$

$$\text{AT} = (0.7854)(8)^2 = 50.2656 \text{ ft}^2$$

$$\text{AD} = \frac{(50.2656)(6.613294235)}{45.98256081} = 7.229288601 \text{ ft}^2$$

$$(0.1)\text{AT} = 5.02656 \quad \text{AD} > (0.1)\text{AT} \quad (\text{OK.})$$

$$\text{AD}_1 = \text{AD}_2 = 3.614644301$$

$$AD_1/AT = \frac{3.614644301}{50.2656} = 0.0719 \text{ de donde tenemos: } H_1/D = 0.1245$$

$$H_1 = 0.1245(96) = 11.952$$

$$FPL = \frac{96 - 2(11.952)}{1} = 72.096 \text{ in}$$

$$FPL_1 = 8.5 + 1.5X_1 = 71.5 \text{ in (valor menor)}$$

$$FPL_2 = 8.5 + 1.5X_2 = 73.0 \text{ in}$$

$$\text{donde } X_1 = 42$$

$$X_2 = 43$$

$$\text{de lo que: } 71.5 = 96 - 2H_1 \text{ ó } H_1 = 12.25 \text{ in}$$

$$H_1/D = 12.25/96 = 0.1276 \text{ de donde se tiene que: } AD_1/AT = 0.0743$$

$$AD_1 = (0.0743)(50.2656) = 3.73473408 \text{ ft}^2$$

$$AD = 2AD_1 = 7.46946816 \text{ ft}^2$$

$$AA = 50.2656 - 7.46946816 = 42.79613184 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{ Flood} = (100) \frac{(5.164974926) + \frac{(1075.212408)(71.5)}{13000}}{(42.79613148)(0.414)} = 62.53\% \text{ (OK.)}$$

$$\% \text{ Flood} = (100) \frac{5.164974926}{(50.2656)(0.414)(0.78)} = 31.82\% \text{ (OK.)}$$

El diseño cumple con los requerimientos de inundación.

(c). Torre DA-203.

$$CFS = (1145.734162 \text{ lbmol/hr})(\text{ft}^3/2.353 \text{ lb})(58.121\text{b/lbmol})(\text{hr}/3600\text{seg})$$

$$CFS = 7.861131119 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$CPM = (1715.798951 \text{ lbmol/hr})(\text{ft}^3/30.58\text{lb})(77.31\text{b/lbmol})(\text{hr}/60\text{min})$$

$$(7.4805 \frac{\text{gal}_3}{\text{ft}})$$

$$GPM = 540.7391172 \text{ gal/min}$$

$$\text{se toma SF} = 1$$

$$FF = 0.082$$

$$TS = 24 \text{ in}$$

$$VD_{dsg} = 250 (1) = 250$$

$$= 41 \sqrt{3.58 - 2.353} (1) = 217.8292611$$

$$= (7.5) \sqrt{24} \sqrt{30.58 - 2.353} (1) = 195.2087345 \text{ (valor menor)}$$

$$CAF = CAF_0 = 0.424$$

$$V_{load} = (7.861131119) \sqrt{2.353/30.58 - 2.353} = 2.269674833 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

DT apróx. = 4' - 6" para un paso

62

$$FPL = 9(4.5)/1 = 40.5 \text{ in}$$

$$AAM = \frac{(2.269674833) + \frac{(540.7391172)(40.5)}{13000}}{(0.424)(0.82)} = 11.57334664$$

$$ADM = \frac{540.7391172}{(195.2087345)(0.82)} = 3.378117017$$

$$(0.11)AAM = 1.25106813 \quad ADM > (0.11)AAM \quad (\text{OK.})$$

$$ATM = 11.37334664 + 2(3.378117017) = 18.12958067 \quad (\text{valor mayor})$$

$$= \frac{2.269674833}{(0.78)(0.424)(0.82)} = 8.369303752$$

$$DT = \sqrt{\frac{18.12958067}{0.7854}} = 4.804502582 \text{ ft} \quad \underline{DT = 5' - 0'' = 60 \text{ in}}$$

$$AT = (0.7854)(5)^2 = 19.635 \text{ ft}^2$$

$$AD = \frac{(19.635)(3.378117017)}{(18.12958067)} = 3.658624479 \text{ ft}^2$$

$$(0.1)AT = 1.9635 \quad AD > (0.1)AT \quad (\text{OK.})$$

$$AD_1 = AD/2 = 1.82931224$$

$$AD_1/AT = 1.82931224/19.635 = 0.093165889; \text{ de donde } H_1/D = 0.149$$

$$H_1 = 0.149(60) = 8.94$$

$$FPL = \frac{60 - 2(8.94)}{1} = 42.12 \text{ in}$$

$$FPL_1 = 8.5 + 1.5X_1 = 41.5 \quad (\text{valor menor})$$

$$FPL_2 = 8.5 + 1.5X_2 = 43.0$$

$$\text{donde } X_1 = 22$$

$$X_2 = 23$$

$$\text{de lo que: } 41.5 = 60 - 2H_1 \quad \text{ó} \quad H_1 = 9.25 \text{ in}$$

$$H_1/D = 9.25/60 = 0.154166667 \text{ de donde se tiene que: } AD_1/AT = 0.0977$$

$$AD_1 = (0.0977)(19.635) = 1.9183395 \text{ ft}^2$$

$$AD = 2AD_1 = 3.836679 \text{ ft}^2$$

$$AA = 19.635 - 3.836679 = 15.798321 \text{ ft}^2$$

$$\%Flood = (100) \frac{(2.269674833) + \frac{(540.7391172)(41.5)}{13000}}{(15.798321)(0.424)} = 59.7\% \quad (\text{OK.})$$

$$\%Flood = (100) \frac{2.269674833}{(19.635)(0.424)(0.78)} = 35\% \quad (\text{OK.})$$

1.6.- DIMENSIONAMIENTO DE LOS TANQUES ACUMULADORES.

63

1.6.1.- Temperatura de burbuja en el tanque acumulador para condensación total. (Tanque FA-201).

Se supone que hay una caída de presión de 15 psi desde la torre DA-201 debido a tubería y al condensador EA-201. De esto, la presión se estima en unas 270 lb/in² abs.

Después de algunos tanteos, se halla satisfactoria una temperatura de 120°F:

	x_D	K	$x_{D,K}$
C ₂	0.009397273	2.650	0.024902773
C ₃	0.975320000	0.990	0.965566800
i-C ₄	0.014732727	0.475	0.006998045
n-C ₄	0.000550000	0.340	0.000187000
TOTAL	1.000000000	-----	0.997654619

TABLA # 30 "Temperatura de burbuja en tanque FA-201."

(el error consiste de 2.345812×10^{-3} que se considera aceptable; los datos de composición fueron tomados de la sección 1.4.1 de la memoria de cálculo de torre DA-201 y los datos para las constantes de equilibrio corresponden al nomograma del apéndice).

1.6.2.- Instrumentación.

Para instrumentación, se selecciona la que se ilustra en la fig. 1.6.2.

De acuerdo a ésta, el producto se encontrará a control de nivel y el reflujo a control de flujo.

1.6.3.- Flujos de producto y reflujo.

Con datos de la sección 1.5.4. de la memoria de cálculo de torre DA-201 se tiene:

$$L_1 = 2653.913114 \text{ lbmol/hr (esencialmente } C_3)$$

$$D_1 = 1436.58702 \text{ lbmol/hr (esencialmente } C_3)$$

del diagrama de Molliere correspondiente, se obtiene para 270 psfa y 120°F:

$$V_{C_3} = 0.0355 \text{ ft}^3/\text{lb (líquido saturado a 120°F)}$$

$$PM = 44.094 \text{ lb/lbmol}$$

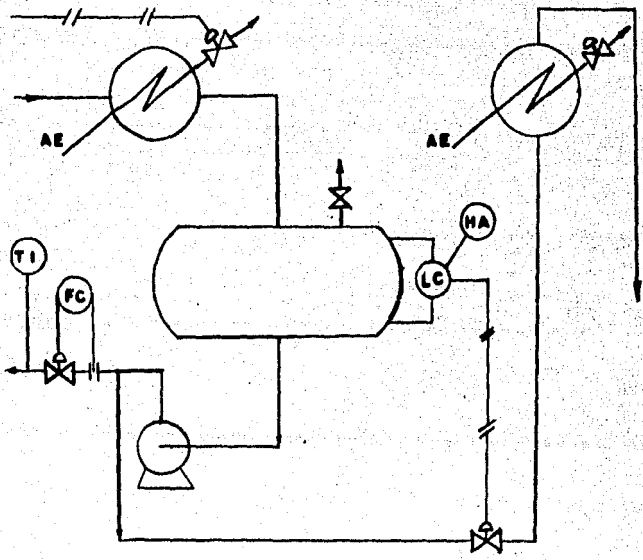


FIG. 1.6.2.

TANQUE ACUMULADOR FA-201

$$\text{GPM}_{\text{reflujo}} = (2653.913114 \text{ lbmol/hr})(44.094 \text{ lb/lbmol})(0.0355 \text{ ft}^3/\text{lb}) \times (\text{hr}/60\text{min})(7.48 \text{ gal}/\text{ft}^3) = \underline{517.9334115 \text{ gal/min}}$$

$$\text{GMP}_{\text{prod.}} = (1436.58702 \text{ lbmol/hr})(44.094 \text{ lb/lbmol})(0.0355 \text{ ft}^3/\text{lb}) \times (\text{hr}/60\text{min})(7.48 \text{ gal}/\text{ft}^3) = \underline{280.3620106 \text{ gal/min}}$$

1.6.4.- Factores de instrumento, labor y tiempos de residencia. (3)

REFLUJO: a control de flujo sin alarma: 1 min
 personal eficiente: 2 min
 3 min

PRODUCTO: a control de nivel con alarma: 1 min
 personal eficiente: 2 min

factor externo almacenar: (1.25)3 min = 3.75 min

1.6.5.- Volumen del tanque.

$$V_{1/2} = 3(517.9334115) + 3.75(280.3620106) = 2605.157775 \text{ gal}$$

$$V_{\text{Tot.}} = 2V_{1/2} = 2(2605.157775) = 5210.31 \text{ gal} = 696.5196912 \text{ ft}^3$$

1.6.6.- Longitud y diámetro del tanque.

Tomando L/D económico de 4, $L = 4D$
 de lo que se deduce:

$$D = \sqrt[3]{696.5196912/\pi} = 6.052403047 \text{ ft}$$

comercial: $D = 6' - 0''$

$L = 24' - 0''$

1.6.7.- Temperatura de burbuja en el tanque acumulador para condensación total. (Tanque FA-202).

Se supone que hay una caída de presión de 15 psi desde la torre DA-202 debido a tubería y al condensador EA-204. De esto, la presión se estima en unas 265 psfa.

De acuerdo con el método empleado para efectuar los balances de materia y energía de las torres y después de algunos tanteos, se halla satisfactoria una temperatura de 201°F:

	x_D	K	$x_D K$
C ₃	0.007444102	1.88	0.013994912
i-C ₄	0.900330000	1.02	0.918336600
n-C ₄	0.092225898	0.77	0.071013941
TOTAL	1.000000000	---	1.003345453

TABLA # 31 "Temperatura de burbuja en tanque FA-202".

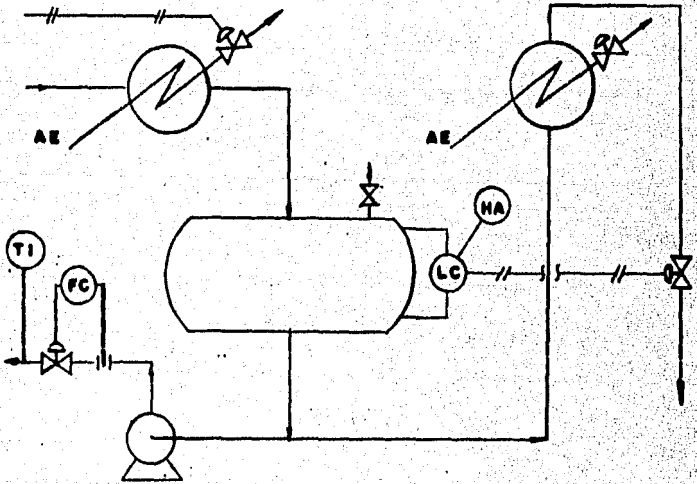


FIG. I. 6. 8.

TANQUE ACUMULADOR FA-202

El error consiste de 3.345453×10^{-3} que se considera aceptable; los datos de composición fueron tomados de la sección 1.4.2 - de la memoria de cálculo de torre DA-202; los datos para las constantes de equilibrio corresponden al nomograma del apéndice.

67

1.6.8.- Instrumentación

Ver figura 1.6.8.

1.6.9.- Flujos de producto y reflujo.

Con datos de la sección 1.5.9. de la memoria de cálculo de torre DA-202 se tiene: (esencialmente butanos)

$$L_1 = 2743.047348 \text{ lb mol/hr} \quad \text{a } 201^\circ\text{F y } 265 \text{ psia}$$

$$D = 385.2643966 \text{ lb mol/hr}$$

$$\bar{V}_{C_4} = 0.0325 \text{ ft}^3/\text{lb} \quad (\text{líquido saturado})$$

$$PM = 58.12 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{GPM}_{\text{reflujo}} = (2743.047348 \text{ lbmol/hr})(58.12 \text{ lb/lbmol})(0.0325 \text{ ft}^3/\text{lb}) \times (\text{hr}/60\text{min})(7.4805 \text{ g/ft}^3) = 645.9838309 \text{ gal/min}$$

$$\text{GPM}_{\text{prod.}} = (385.2643966 \text{ lbmol/hr})(58.12 \text{ lb/lbmol})(0.0325 \text{ ft}^3/\text{lb}) \times (\text{hr}/60\text{min})(7.4805 \text{ g/ft}^3) = 90.7292289 \text{ gal/min}$$

1.6.10.- Factores de instrumento, labor y tiempos de residencia.

Idénticos a los calculados para el tanque FA-201.

1.6.11.- Volumen del tanque.

$$V_{1/2} = 3(645.9838309) + 3.75(90.7292289) = 2278.186035 \text{ gal}$$

$$V_{\text{Tot.}} = 2 V_{1/2} = 4556.37207 \text{ gal} = 609.0999358 \text{ ft}^3$$

1.6.12.- Longitud y diámetro del tanque.

Tomando L/D económico de 4, $L = 4D$
de lo que se deduce:

$$D = \sqrt[3]{609.0999358/\pi} = 5.787791703 \text{ ft}$$

comercial: $D = 6' - 0''$

$$L = 24' - 0''$$

1.6.13.- Temperatura de burbuja en el tanque acumulador para condensación total. (Tanque FA-203).

Se supone que hay una caída de presión de 15 psi desde la torre DA-203 debido a tubería y al condensador EA-208. De esto, la presión se estima en unas 250 psfa.

De acuerdo al método descrito anteriormente y después de algunos tanteos, se halla satisfactoria una temperatura de 225°F.

	x_D	K	$x_D K$
i-C ₄	0.120	1.27	0.15240
n-C ₄	0.870	0.97	0.84390
i-C ₅	0.009	0.52	0.00468
n-C ₅	0.001	0.45	0.00045
TOTAL	1.000	----	1.00143

TABLA # 32 "Temperatura de burbuja en tanque FA-203".

(el error consiste de 1.43×10^{-3} que se considera aceptable; los datos de composición fueron tomados de la sección 1.4.3. de la memoria de cálculo de torre DA-203; los datos para las constantes de equilibrio corresponden al nomograma del apéndice.

1.6.14.- Instrumentación.

Ver figura 1.6.14.

1.6.15.- Flujos de producto y reflujo.

Con datos de la sección 1.5.14 de la memoria de cálculo de torre DA-203 se tiene: (esencialmente n-butano)

$$L_1 = 1013.280084 \text{ lbmol/hr} \quad \text{a } 225^\circ\text{F y } 250 \text{ psfa}$$

$$D = 308.0837947 \text{ lbmol/hr} \quad \bar{V}_{C_4} = 0.0344 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$PM = 58.12 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{GPM}_{\text{reflujo}} = (1013.280084 \text{ lbmol/hr})(58.12 \text{ lb/lbmol})(0.0344 \text{ ft}^3/\text{lb}) \times (\text{hr}/60\text{min})(7.4805 \text{ g/ft}^3) = 252.5764948 \text{ gal/min}$$

$$\text{GPM}_{\text{prod.}} = (308.0837947 \text{ lbmol/hr})(58.12 \text{ lb/lbmol})(0.0344 \text{ ft}^3/\text{lb}) \times (\text{hr}/60\text{min})(7.4805 \text{ g/ft}^3) = 76.79488246 \text{ gal/min}$$

1.6.16.- Factores de Instrumento, Labor y Tiempos de Residencia.

Idénticos a los calculados para el tanque FA-201.

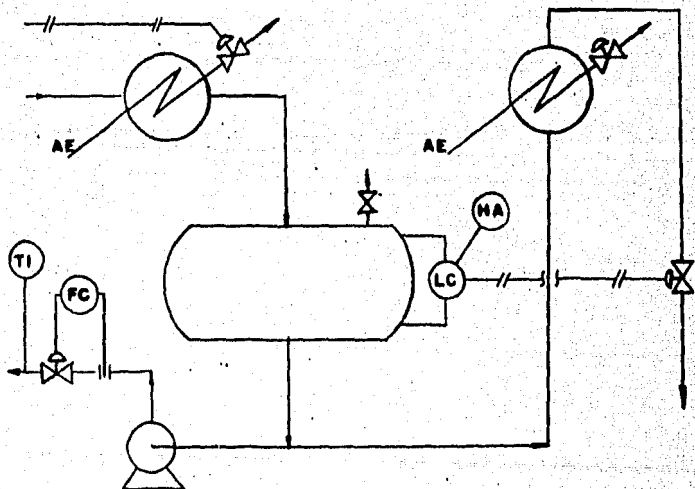


FIG. I.6.14.

TANQUE ACUMULADOR FA-203

1.6.17.- Volumen del tanque.

70

$$V_{1/2} = 3(252.5764948) + 3.75(76.79488246) = 1045.710294 \text{ gal}$$

$$V_{\text{Tot}} = 2091.420588 \text{ gal} = 279.5829942 \text{ ft}^3$$

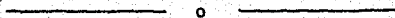
1.6.18.- Longitud y diámetro del tanque.

- Tomando L/D económico de 4, $L = 4D$
de lo que se deduce:

$$D = \sqrt[3]{279.5829942/\pi} = 4.464645275 \text{ ft}$$

comercial: $D = 4' - 6''$

$L = 18' - 0''$



CAPITULO 2

"... el siguiente paso es ver los conceptos que se aplican al escenario de los negocios".

S. L. Optner.

2. HOJA DE DISEÑO
PARA TORRES

No. de Proy.
DISEÑO
HOJA DE
FECHA

CLIENTE:

LOCALIZACION PLANTA:

CLAVE: DA-201

Núm de Unidades: UNA

TIPO COLUMNA DE PLATOS

DIAMETROS 7' - 6" (único)

ALTURA 94'-0" TT FALDON 10'-0"

TAPAS: ELIPTICA X TORRESFERICA CONICA PLANA

CODIGO: API ASME X

RELEVADO DE ESFUERZOS: SI X NO CODIGO ASME

RADIOGRAFIADO: SI X NO CODIGO ASME

TEMPERACION (°F) PARTE, SUP, INF. 266°

PRESION OPERACION (min Hg) 270 PSIG.

TEMP Y PRESION DE DISEÑO 271 °F 300 PSIG.

VACIO TOTAL NO

CORROSION PERMISIBLE (PLG.) CUERPO 1/8"
PLATOS 1/16"

MATERIAL: CUERPO A-515-70 ESPESOR 1 (1) PLG

PLATOS A-515-70 ESPESOR 3/16 PLG

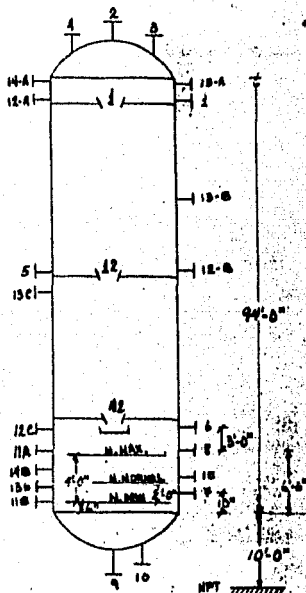
AISLAMIENTO: TIPO EFESOR 1 1/4 PLG.

PLATOS	Núm.	ESPACIAMIENTO	TIPO
SECCION UNICA	42	24"	valvula

EMPAQUE: TIPO NO

No. DE CAMAS NO PESO P/CAMA No. LBS.

ALTURA DE CADA CAMA NO



BOQUILLAS

No.	No. Req.	Diam.	SERVICIO:	No.	No. Req.	Diam.	SERVICIO:
1	1	6"	ENTRADA DE REFLUJO	9	1	6"	SALIDA DE PRODUCTO
2	1	8"	SALIDA DE VAPORES	10	1	2"	DRENE
3	1	2"	VENTEO	11	2	2"	VIDRIO DE NIVEL (COMD)
4	1	6"	VALVULA DE SEGURIDAD	12	3	20"	REGISTRO DE HOMBRE
5	1	6"	ALIMENTACION A PLANTA	13	4	2"	TERMOPUZOS
6	1	10"	LIQUIDO A REHERVIDOR	14	2	2"	MEDICION DE PRESION
7	1	6"	LIQUIDO DEL REHERVIDOR	15	1	2"	CONEXION AUXILIAR
8	1	8"	VAPOR DEL REHERVIDOR	16			

OBSERVACIONES:

El equipo requiere de relevado de esfuerzos.

Platos de dos pasos.

* LANA MINERAL

(1) CALCULADO SOLAMENTE A PRESION INTERNA.

REVISO:

FECHA:



HOJA DE DISEÑO
PAPA TORRES

No. de Proy.
DISEÑO
HOJA DE
FECHA

CLIENTE:

LOCALIZACION PLANTA:

CLAVE: DA-202

Núm de Unidades UNA

TIPO COLUMNA DE PLATOS

DIAMETROS 6'-0" (único)

ALTURA 104'-0" TT FALDON 10'-0"

TAPAS: ELIPTICA X TORRESFERICA CONICA PLINA

CODIGO/API ASME X

R ELEVADO DE ESFUERZOS: SI X NO CODIGO ASME

RADIOGRAFIADO: SI X NO CODIGO ASME

TEMP. OPERACION (°F) PARTE, SUP. 207 PARTE, INF. 298

PRESION OPERACION (mm. Hg.) 265.3 PSIG.

TEMP Y PRESION DE DISEÑO 323 °F 295.3 PSIG.

VACIO TOTAL NO

CORROSION PERMISIBLE (PLG) CUERPO 1/8
PLATOS 1/16

MATERIAL: CUERPO A-515-70 ESPESOR 1 1/4 PLG.

PLATOS A-515-70 ESPESOR 3/16 PLG.

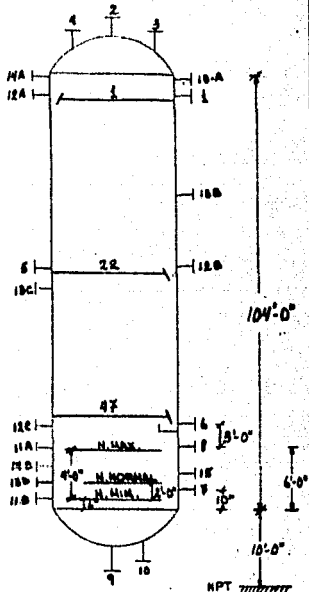
AISLAMIENTO: TIPO + ESPESOR 1 1/4 PLG.

PLATOS	Núm.	ESPACIAMIENTO	TIPO
SECCION UNICA	A7	24"	valvula

EMPAQUE: TIPO NO

No. DE CAMAS NO PESO P/CAMA NO LBS.

ALTURA DE CADA CAMA NO



B O Q U I L L A S

No.	No. Req.	Diam.	SERVICIO:	No.	No. Req.	Diam.	SERVICIO:
1	1	8"	ENTRADA DE REFLUJO	9	1	4"	SALIDA DE PRODUCTO
2	1	8"	SALIDA DE VAPORES	10	1	2"	DRENE
3	1	2"	VENTEO	11	2	2"	VIDRIO DE NIVEL (CONTR)
4	1	6"	VALVULA DE SEGURIDAD	12	3	20"	REGISTRO DE HOMBRE
5	1	6"	ALIMENTACION TORRE DC	13	4	2"	TERMOPOZOS
6	1	8"	LIQUIDO A REHERVIDOR	14	2	2"	MEDICION DE PRESION
7	1	4"	LIQUIDO DEL REHERVIDOR	15	1	2"	CONEXION AUXILIAR
8	1	6"	VAPOR DEL REHERVIDOR	16			

OBSERVACIONES: REQUIERE DE R.ELEVADO DE ESFUERZOS.

PLATOS DE UN PASO.

+ LANA MINERAL.

(1) CALCULADO SOLAMENTE A PRESION INTERNA.

REVISO:

FECHA:

HOJA DE DISEÑO
PARA TORRES

No. de Proy.
DISEÑO
HOJA DE
FECHA

CLIENTE:

LOCALIZACIÓN PLANTA:

CLAVE: DA-203 Núm. de Unidades: UNA

TIPO COLUMNA DE PLATOS

DIAMETROS 5'-0" (único)

ALTURA 72'-0" TT FALDON 10'-0"

TAPAS: ELIPTICA TORRESFERICA CONICA PLANA

CODIGO API _____ LSNE

RELEVADO DE ESFUERZOS: SI NO CODIGO ASME _____

RADIOGRAFIADO: SI NO CODIGO ASME _____

TEMP. OPERACION (°F) PARTE, SUP. 252 PARTE, INF. 345

PRESION OPERACION (mm. Hg) 250.3 F SIG.

TEMP. Y PRESION DE DISEÑO 370 °F 280.3 SIG.

VACIO TOTAL NO

CORROSION PERMISIBLE (PLG.) CUERPO 1/8"

PLATOS 1/16"

MATERIAL: CUERPO A-515-70 ESPESOR 3/4 (0) PLG.

PLATOS A-515-70 ESPESOR 3/16 PLG.

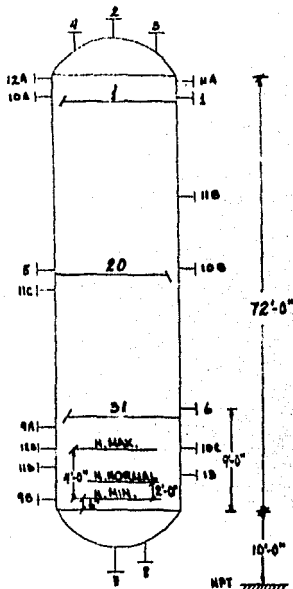
AISLAMIENTO: TIPO _____ ESPESOR 1 1/4 PLG.

PLATOS	Núm.	ESPACIAMIENTO	TIPO
SECCION UNICA	31	24"	valvulas

EMPAQUE: TIPO NO

No. DE CAMAS NO PESO P/CAMA NO LBS.

ALTURA DE CADA CAMA NO



B O Q U I L L A S

No.	Nc.	Req.	Diam.	SERVICIO:	No.	Nc.	Req.	Diam.	SERVICIO:
1	1		4"	ENTRADA DE REFLUJO	9	2		10"	VIDRIO DE NIVEL (CONTROL)
2	1		6"	SALIDA DE VAPORES	10	3		20"	REGISTRO DE HOMBRE
3	1		2"	VENTEO	11	4		2"	TERMOPOSOS
4	1		6"	VALVULA DE SEGURIDAD	12	2		2"	MEDICION DE PRESION
5	1		4"	ALIMENTACION TORRE DIC	13	1		2"	CONEXION AUXILIAR
6	1		6"	LIQUIDO+VAPOR	14				
7	1		6"	SALIDA DE PRODUCTO	15				
8	1		2"	DRENE	16				

OBSERVACIONES: EL EQUIPO REQUIERE DE RELEVADO DE ESFUERZOS.

PLATOS DE UN SOLO PASO.

■ LANA MINERAL

(1) CALCULADO SOLAMENTE A PRESION INTERNA.

REVISO:

FECHA:

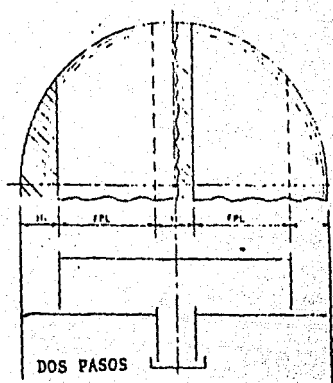
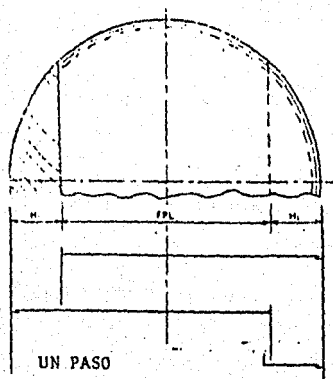


FIGURA 2.1
ESQUEMA DE PLATOS

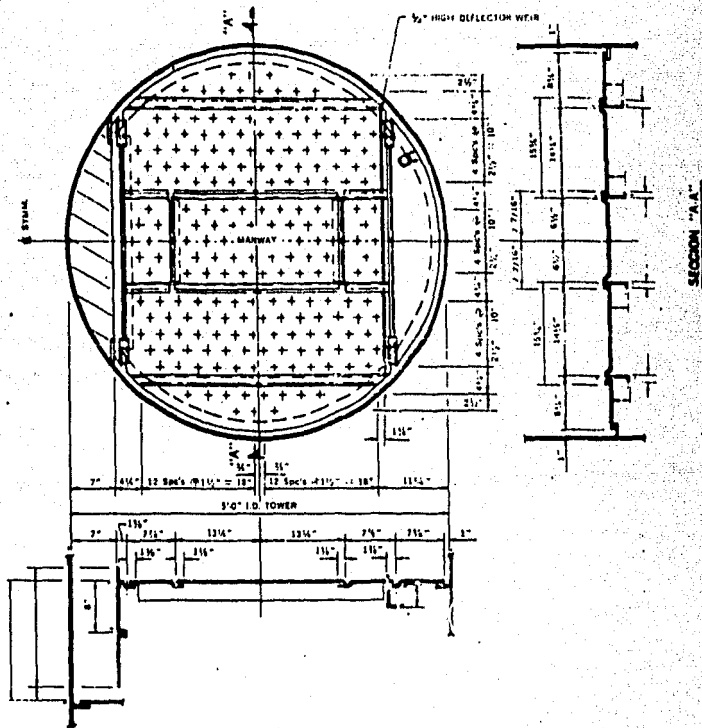
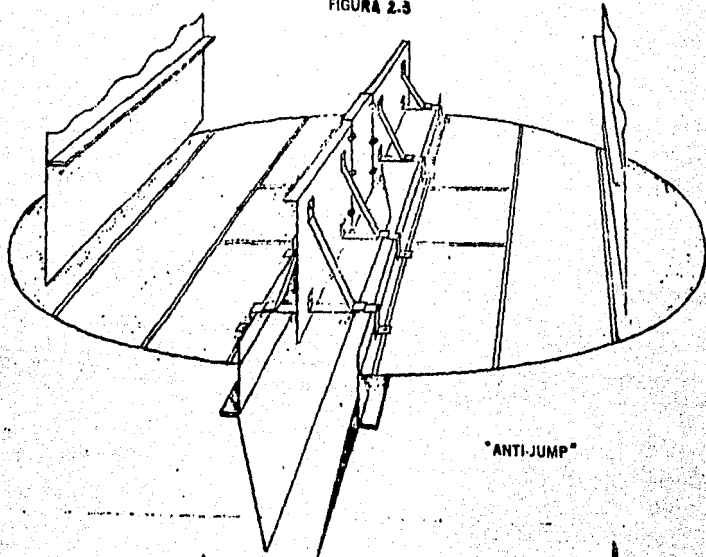
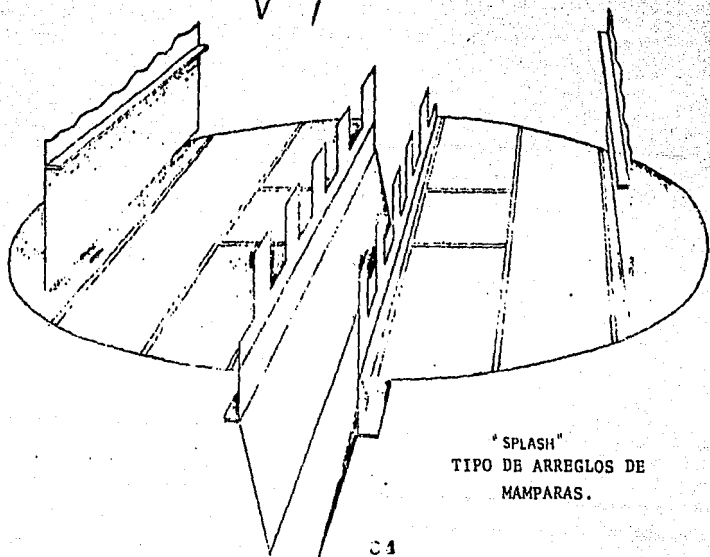


FIGURA 2.2
 PLATO "BALLAST" DE 5'-0", UN PASO.

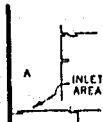


"ANTI-JUMP"

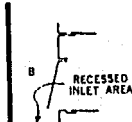


"SPLASH"
TIPO DE ARREGLOS DE
MAMPARAS.

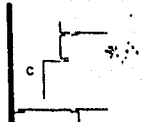
FIGURA 2.4 TIPOS DE BAJANTES



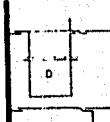
AREA INTERNA
BAJANTE VERTICAL.



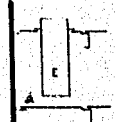
BAJANTE INCLINADO



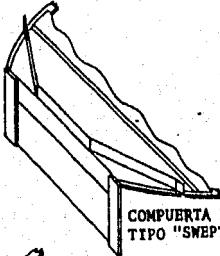
BAJANTE ESCALONADO



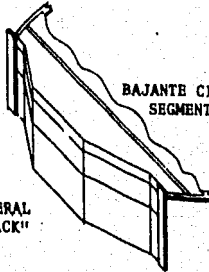
BAJANTE CUBIERTO



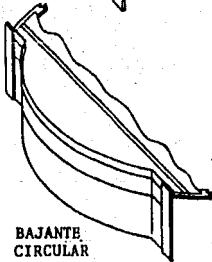
BAJANTE CILINDRICO



COMPUERTA LATERAL
TIPO "SWEEP-BACK"



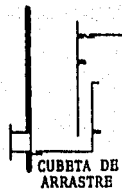
BAJANTE CIRCULAR
SEGMENTADO



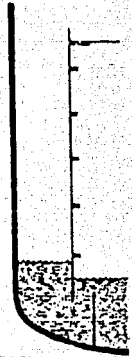
BAJANTE CIRCULAR



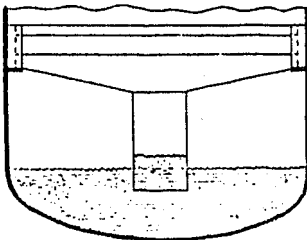
CUBETA DE SELLO



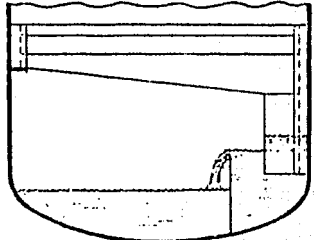
CUBETA DE ARRASTRE



BAJANTE VERTICAL
EXTENDIDO



BAJANTE ENCAJONADO CENTRAL



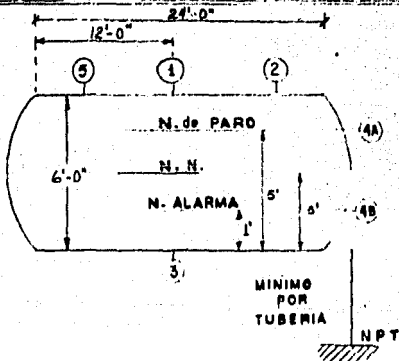
BAJANTE ENCAJONADO LATERAL

	HOJA DE ESPECIFICACION 22	No. de Hoja
	DE TANQUES ACUMULADORES	DISENO
		HOJA DE
CLIENTE		FECHA

LOCALIZACION: PLANTA

R E C I P I E N T E S

SERVICIO: TANQUE ACUMULADOR PA-201
 POSICION: HORIZONTAL
 LIQUIDO: 798.3 GPM DENSIDAD: 28.17 lb/ft³
 VAPOR: -- DENSIDAD: -- lb/ft³
 TEMP. Y PRES., OPERACION: 120°F y 270 psia DISEÑO: 145°F y 300 psia.
 MATERIALES: ACERO AL CARBON.
 CASCARON: A-515-70.
 CABEZAS: A-515-70.
 CORROSION PERMITIDA, IN: 1/8"
 AISLAMIENTO: LANA MINERAL.



B O Q U I L L A S

No.	No. Req.	D	SERVICIO
1	1	8"	ALIMENTO DE PA-201
2	1	1"	VENTEO
3	1	8"	SALIDA DE CONDENSADO
4	2	2"	NIVEL
5	1	6"	VALVULA DE SEGURIDAD

NOTAS: RADIOGRAFIADO POR PUNTOS
 Y RELEVADO DE ESQUERZOS.
 TAPAS SEMIELIPTICAS.

REVISO

FECHA:



HOJA DE ESPECIFICACION
DE TANQUES ACUMULADORES

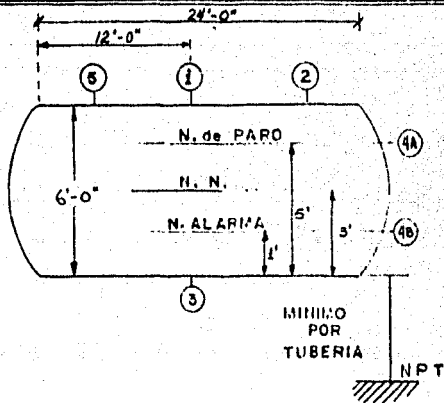
No. de Proy
DISEÑO
HOJA DE... 20
FECHA

CLIENTE

LOCALIZACION PLANTA

R E C I P I E N T E S

SERVICIO: TANQUE ACUMULADOR PA-202
 POSICION: HORIZONTAL
 LIQUIDO: 736.7 GPM DENSIDAD: 38.77 lb/ft³
 VAPOR: -- DENSIDAD: -- lb/ft³
 TEMP. Y PRES, OPERACION: 201^oF, 265 psia DISEÑO: 226^oF, 295 psia
 MATERIALES: ACERO AL CARBON
 CASCARON: A-515-70
 CABEZAS: A-515-70
 CORROSION PERMITIDA, IN: 1/8"
 AISLAMIENTO: LANA MINERAL



BOQUILLAS

No.	No. Req.	Ø	SERVICIO
1	1	8"	ALIMENTO DE EA-204
2	1	1"	VENTEO
3	1	8"	SALIDA DE CONDENSADO
4	2	2"	NIVEL
5	1	6"	VALVULA DE SEGURIDAD

NOTAS: RADIOGRAFIADO POR PUNTOS
Y RELEVADO DE ESFUERZOS.

TAPAS SEMIELIPTICAS.

REVISO

FECHA



HOJA DE ESPECIFICACION
DE TANQUES ACUMULADORES

No de Proy

DISEÑO

HOJA DE

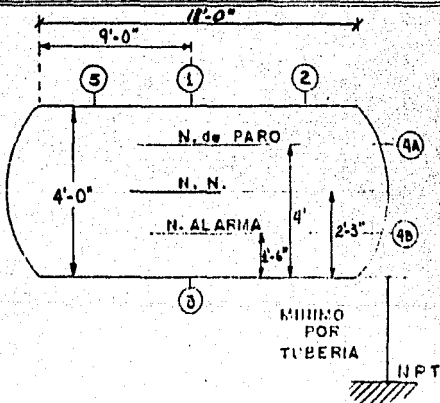
FECHA

CLIENTE

LOCALIZACION PLANTA

R E C I P I E N T E S

SERVICIO: TANQUE ACUMULADOR PA-203
 POSICION: HORIZONTAL
 LIQUIDO: 329.4 GPM DENSIDAD: 29.07 lb/ft³
 VAPOR: -- DENSIDAD: -- lb/ft³
 TEMP. PRES., OPERACION: 225 °F, 250 psia DISEÑO: 250 °F, 280 psia.
 MATERIALES: AGERO AL CARBON.
 CASCARON: A- 515-70.
 CABEZAS: A- 515-70.
 CORROSION PERMITIDA, IN: 1/8"
 AISLAMIENTO: LANA MINERAL.



BOQUILLAS

Id.	No. Reg.	D	SERVICIO
1	1	6"	ALIMENTO DE EA-208
2	1	1"	VENTEO
3	1	5"	SALIDA DE CONDENSADO
4	2	2"	NIVEL
5	1	6"	VALVULA DE SEGURIDAD

NOTA: RADIOGRAFIADO POR PUNTOS
Y RELEVADO DE ESPUERZOS.
TAPAS SEMIELIPTICAS.

REVISO

FECHA



**2.5 HOJA DE DISEÑO PARA
INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Nº de Proy: _____
 Hoja 1 de 10
 Fecha: _____
 Por: _____
 Revisó: _____

Alternativa Nº _____
 Servicio **CONDENSADOR DE DORNOS TORRE DA-201, FA-201** Partida No. 1
 Tipo **(TEMA)AES HORIZONTAL** Tamaño **52" Ø X 24'-0" L** Superficie por unidad **1693.2 ft²**
 Nº de unidades **UNA** Envolturas/unidad **UNA**

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envoltente		Lado Tubos	
Flujo Total		PROPANO (97%)		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
Líquido		164004.5		1,111,000	
AGUA	Gases	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	97% C ₃	164004.5		1,111,000	1,111,000
			164004.5		

LÍQUIDO	Temperatura de operación	°F	Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
			128	124	120			
G	Presión de operación	PSI	284.7			64.7		
	Gravedad Específica				0.4571			1.00
V	Viscosidad	CP		0.09				0.72
	Calor Específico	BTU/°F·lb		0.685				1.00
C	Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F		0.078				0.3625
	Entalpia	BTU/lb			175			
W	Temperatura de Ebullición	°F						
	Peso Molecular							
D	Densidad	lb/ft³	1.99					
	Viscosidad	CP		0.0088				
C	Calor Específico	BTU/°F·lb						
	Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F						
W	Entalpia	BTU/lb	305					
	Calor Latente	BTU/lb		130				
V	Punto de Rocío	°F						
	Velocidad	ft/seg					4.3	
C	Coefficiente de Película	BTU/hr²·ft²·°F						
	ΔP Máxima Permisible/real	PSI		1/0.82			10/9.3	
C	Factor de Incrustación	ft²·hr·°F/BTU		0.001			0.003	
	Sobre Diseño	%		En Coeficiente			En Fluido y Flujo de Calor	
C	Carga Térmica	MM BTU/hr	22.22	AT Media (Corr.)			18.7	°F
	Coeff. de Transferencia (Servicio)	BTU/(ft²·hr·°F)	01.62	Superficie Calculada por unidad			11693.2	ft²

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

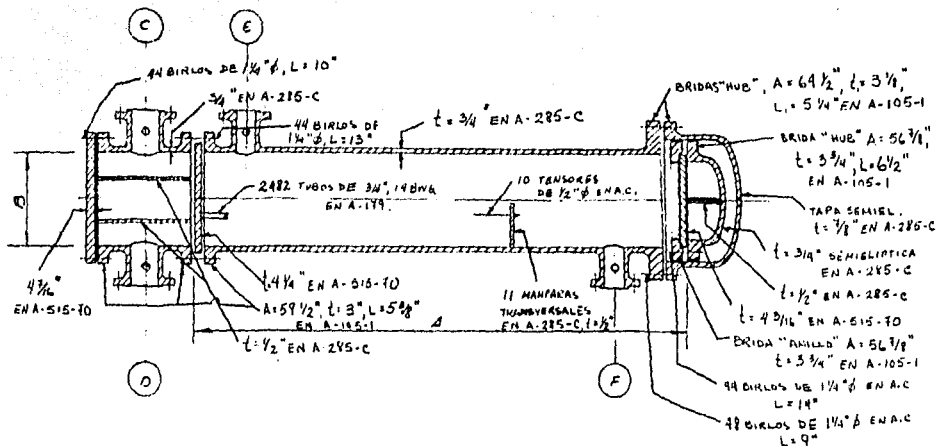
Presión de Diseño	Presión de Prueba	PSI	315/472		80/120
Temperatura de Diseño		°F	153		125
Nº de Pasos			UNO		CUATRO
Tubos A-179 (S/C.)	Nº 2482	D.Ext./Int.	3/4 * pulg.	Longitud 283 pulg.	Pitch A 15/16 pulg.
Envoltente A-285-C		D.Ext./Int.	1/2 pulg.	Tensores A.C.	Nº 10
Junta de Expansión	Nº ---			Compensación Total	---
Tapo de la Envoltente				Tapo del Cabezal Flotante A-285-C (S.)	1/2
Carrete	A-285-C			Tapo del Carrete A-815-70 (PLANA)	
Espesor (Flan)	A-515-70			Espesa Flotante A-515-70	
Mamparas Transversales	A-285-C	Tipo	SEGMENTADO	Pitch 24 pulg.	25 % Corte
Mamparas Longitudinales	---	Tipo	---	Soportes	---
Pernos: Envoltente		Tapo Carrete		Cabezal Flotante	

Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO					
Tolerancia por Corrosión		pulg.	1/8		1/8
Conexion de Entrada			8" Ø WIRE - 300 #		12" Ø WIRE - 150 #
Conexion de Salida			8" Ø WIRE - 300 #		12" Ø WIRE - 150 #
Peso Total de la Envoltente		lb.	Hoz de Tubos	lb.	Lleno de Agua
Especificaciones según Código	ASME SECC. VIII, DIV. 1 Y TEMA CLASE "1"				

Rev	Descripcion	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: 3,816,400.00 + 4% ISIM.				DEBERA LLEVAR RADIOGRAFIADO COMPLETO. RELEVADO DE ESFUERZOS X 14-BWG

Cliente: PEMEX

CONDENSADOR EA-201



A B I P S A

INTERCAMBIADOR DE CALOR
TIPO AES 1-4

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A = 24'-0"			D.I. DE ENVOLVENTE B = 52"			CLIENTE: PENEX		
BOQUILLA	DESCRIPCION	ϕ	BOQUILLA	DESCRIPCION	ϕ	PROY.	CHR.	DIBUJO M.L.V.
C	WNRF-150#	12"	E	WNRF-300#	8"	REVISO	F.V.M.	ESCALA: 5/16" = 1". C.I.A. No.:
D	WNRF-15#	12"	F	WNRF-300#	8"	PROY.	E.A.M.	ACOFI: PLS. 7/4.



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proj. Hoja 2 de 10
GMR
 Fecha Por Revisad

Alternativa N° Servicio ENFRIADOR DE BOMBOS, EA-202
 Tipo (TEMA) AFS HORIZONTAL Tamaño 1E-1/4" Ø X 81'-0" Período No. 2
 N° de unidades UNA Envolvente/unidad UNA Superficie por unidad 219.9 ft²

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envolvente		Lado Tubos	
Flujo Total	lb/hr	PROPANO (87%)		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
Líquido		63463.43		42647.4	
Gases		Entrada	Salida	Entrada	Salida
	lb/hr	63463.43	63463.43		
	lb/hr			42647.4	42647.4
	lb/hr				
	lb/hr				
	lb/hr				

	Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Temperatura de operación °F	120	110	100	90	100	110
Presión de operación PSI	284.7			64.7		

LÍQUIDO	Gravedad Específica					
				0.4571		1.00
	Viscosidad CP		0.10		0.72	
	Color Específico	BTU/°F·lb	0.672		1.00	
	Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F	0.078		0.3625	
	Entalpía	BTU/lb				
	Temperatura de Ebullición	°F				
GASES	Peso Molecular					
	Densidad	lb/ft ³				
	Viscosidad	CP				
	Color Específico	BTU/°F·lb				
	Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F				
	Entalpía	BTU/lb				
	Color Latente	BTU/lb				
	Punto de Rocío	°F				

Velocidad	ft/seg				5.8
Coefficiente de Pellicula	BTU/ft ² ·hr·°F				
ΔP Máxima Permisible/real	PSI		10/6.5		10/8.2
Factor de Incrustación	ft ² ·hr·°F/BTU				

Sobre Diseño		En Coeficiente		En Fluido y Flujo de Color	
Carga Térmica	852948.5 BTU/hr	ΔT Media (Carr.)		23.2	°F
Coef de Transferencia (Servicio)	67.2 BTU/ft ² ·hr·°F	Superficie Calculada por unidad		219.9	ft ²

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño. Presión de Prueba	PSI	315/472		80/120
Temperatura de Diseño	°F	150		135
N° de Pasos		UNO		CUATRO
Tubos A-179 (S/C.) N° 140	O.Ext./Int.	Ø 25/28.75 pulg	Longitud 96 pulg	Pitch 15/16 pulg
Envolvente	A-285-C	O.Ext./Int.	Bulg. Tensores	A.C. N° 4
Junta de Expansión	N°	---	Compensación Total	---
Tapa de la Envolvente	---	---	Tapa del Cabezal Flotante	A-285-C (S.)
Correte	A-285-C	---	Tapa del Correte	A-285-C (PLANA)
Espejo (s) Flotante	A-285-C	---	Espejo Flotante	A-285-C
Mamparas Transversales	A-285-C	Tipo SEGMENTADO	Pitch 6 pulg	25 % Corte
Mamparas Longitudinales	---	Tipo	Soportes	---
Pernos: Envolvente	---	Tapa Correte	Cabezal Flotante	---

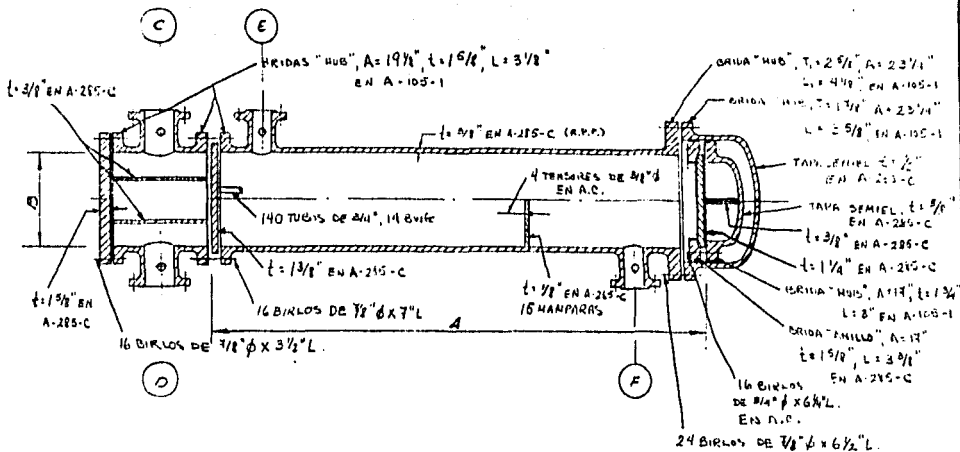
Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO		Tolerancia por Corrosión		Hoz de Tubos	
	pulg.		1/8		1/8
Conexion de Entrada		5" Ø WNRF - 300 #		3-1/2" Ø WNRF - 150 #	
Conexion de Salida		5" Ø WNRF - 300 #		3-1/2" Ø WNRF - 150 #	
Peso Total delo Envolvente	lb.			lb Lleno de Agua	

Especificaciones según Código ASME SECC. VIII DIV. 1 Y TEMA CLASE "R"

Rev.	Descripción	Fecha	Por	Revisad	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$242 990.00 + 4% I.S.M.				RELEVADO DE ESFUERZOS EN LOS CABEZALES

Cliente: PEMEX

ENFRIADOR EA-202



ABIPSA

INTERCAMBIADOR DE CALOR
TIPO AES 1-4

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A= 8'-0"			D.I. DE ENVOLVENTE B= 15 1/4"			CLIENTE: PEHEX		
BOQUILLA	DESCRIPCION	d	BOQUILLA	DESCRIPCION	d	PROY.	C.M.R.	DIBUJO M.L.V.
C	WNRF-150#	3 1/2"	E	WNRF-300#	5"	REVISO	F.V.N.	ESCALA 3/4" = 1'
D	WNRF-150#	3 1/2"	F	WNRF-300#	5"	PROB.	C.A.M.	ACOR EN RES-AG



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proy.		
Hoja 3	de 10	
Fecha	Por	Revisó

Alternativa N° Partida No. 3
 Servicio REHERVIDOR DE FONDOS, EA-203, COLUMNA DA-201
 Tipo (TEMA) BK1 HORIZONTAL Tamaño 29" 35" Ø X 16'-0" Superficie por unidad 2374,4 ft²
 N° de unidades UNA Envolventes/unidad UNA

DATOS DE UNA UNIDAD

		Lado Envolvente		Lado Tubos	
Fluido		FONDOS 1-C4 +		VAPOR SATURADO	
Flujo Total	lb/hr	356 570,6		68 962	
Líquido		Entrada	Salida	Entrada	Salida
FONDOS 1-C4 +	lb/hr	356 570,6			
FONDOS 1-C4 +	lb/hr		272427,2		
VAPOR SAT.	lb/hr		84143,4		
CONDENSADO	lb/hr			68 962	
	lb/hr				68 962

		Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Temperatura de operación	°F	266	283	300	414	414	414
Presión de operación	PSI	284,7			290		
Gravedad Específica	103° API	0,6033					
Viscosidad	CP						
Color Específico	BTU/°F-lb	0,724					
Conductividad Térmica	BTU/hr-ft-°F						
Entalpia	BTU/lb	91					
Temperatura de Ebullición	°F						
Peso Molecular		66,6			18		
Densidad	lb/ft ³				2,5		
Viscosidad	CP			0,01024	0,0165		
Color Específico	BTU/°F-lb						
Conductividad Térmica	BTU/hr-ft-°F						
Entalpia	BTU/lb			289			
Calor Latente	BTU/lb	198			812,22		
Punto de Rocío	°F						
Velocidad	ft/seg						
Coefficiente de Pellicula	BTU/ft ² hr-°F						
ΔP Máxima Permisible/real	PSI	1/0,9			1/0,3		
Factor de Incrustación	ft ² hr-°F/ BTU	0,003			0,001		
Carga Diseño	%	En Coeficiente		En Fluido y Flujo de Calor			
Capacidad Térmica	56,012 MBTU/hr	ΔT Media (Carr.)		130,3 °F			
Coeff. de Transferencia (Servicio)	181,04 BTU/hr-ft ² °F	Superficie Calculada por unidad		2374,4 ft ²			

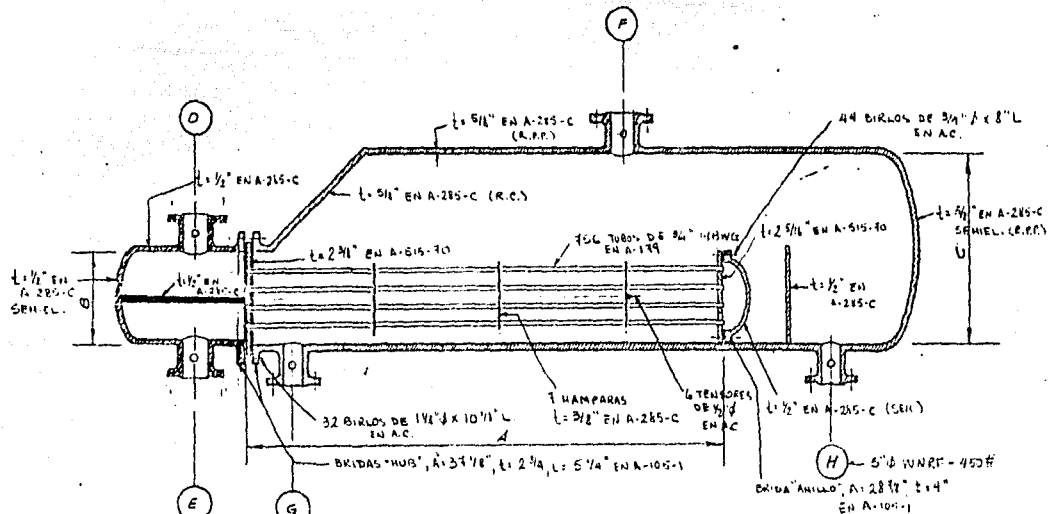
DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño	Presión de Prueba	PSIG	320/480	320/480
Temperatura de Diseño		°F	439	439
N° de Pasos			KETTLE	DOS
Tubos A-179 (S/C) N° 756	D.Ext./Int.	0,75/0,384 pulg.	Longitud 192 pulg.	Pitch Δ 15/16 pulg.
Envolvente A-285-C	D.Ext./Int.		bulg. Tensores A-C	N° 8
Junta de Expansión N° ---			Compensación Total ---	pulg.
Tapa de la Envolvente Δ A-285-C (SEMTEL)			Tapa del Cabedal Flotante A-285-C Δ	
Carrete Δ A-285-C			Tapa del Carrete A-285-C	Δ
Espec. Fijado A-515-70			Espec. Flotante A-515-70	
Mamparas Transversales A-285-C	Tipo	CIRCULAR	Pitch 24	pulg. --- % Corte
Mamparas Longitudinales ---	Tipo ---	---	Soportes ---	---
Pernos: Envolvente	Tapa Carrete		Cotezal Flotante	

Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO			
Tolerancia por Corrosión	pulg.	1/8"	1/8"
Conexión de Entrada		10" Ø WNRF - 450 #	4" WNRF - 450 #
Conexión de Salida		5" Ø (SAL. LIO) WNRF (S.V.)	4" WNRF - 450 #
Peso Total de la Envolvente	lb.	Hoz de Tubos	lb. Lleno de Agua lb.
Especificaciones según Código	ASME SECC. VIII, DIV. 1 y TEMA CLASE "R"		

Rev	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$1.424.640,00 +4% ISIM.				ARRX COMPLETO EN LA TRANSIC RELEVADO DE ESFUERZOS

Cilente: PEMEX REF. (21)



ABIPSA

INTERCAMBIADOR DE CALOR
TIPO BKT

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A = 16'-0"				D. CAJAZAL B = 29"		D. ENVOLVENTE C = 35"		CLIENTE: ABIPSA/PEHEX	
BOQUILLA	DESCRIPCION	φ	BOQUILLA	DESCRIPCION	φ	PROV. O.C.C.	DIBUJO M.L.V.	FECHA	OTRO
C	WINRE-450#	4"	E	WINRE-450#	4"	REVISO G.G.R.	ESCALA SIN	DIEN: MARZO/1979	
F	WINRE-450#	10"	G	WINRE-450#	3"	REVISO G.G.R.	ESCALA SIN	DIEN: MARZO/1979	



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proj. _____
 Hoja 4 de 10
 CMR
 Fecha Por Revisó

Alternativa N° _____

Servicio **CONDENSADOR EA-204**

Partida No. 4

Tipo (TEMA) **AES HORIZONTAL**

Tamaño **27" Ø X 18'-0" L**

Superficie por unidad **2289,6 ft²**

N° de unidades **UNA**

Envoltentes/Unidad **UNA**

DATOS DE UNA UNIDAD

		Lado Envoltente		Lado Tubos	
Fluido		ISOBUTANO (90%)		AGUA DE ENERGIAMIENTO	
Flujo Total	lb/hr	197048.3		1000200	
Líquido		Entrada	Salida	Entrada	Salida
AGUA	Gases			1000200	1000200
	90% I-C ₄	197048.3			
			197048.3		

	Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Temperatura de operación °F	207	204	201	90	100	110
Presión de operación PSI	230			64.7		

PROPIEDADES	UNIDADES	ISOBUTANO			AGUA		
		Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Gravedad Específica			0.52			1.00	
Viscosidad	CP		0.118			0.72	
Color Específico	BTU/°F·lb		0.670			1.00	
Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F		0.0712			0.3625	
Entalpia	BTU/lb			220			
Temperatura de Ebullición	°F						
Peso Molecular							
Densidad	lb/ft³			2.275			
Viscosidad	CP						
Color Específico	BTU/°F·lb						
Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F						
Entalpia	BTU/lb	326					
Color Latente	BTU/lb		106				
Punto de Rocío	°F						
Velocidad	ft/seg				6.54		
Coefficiente de Película	BTU/ft²·hr·°F						
ΔP Máxima Permisible/real	PSI		2/1.2			10/7	
Factor de Incrustación	ft²·hr·°F/BTU		0.001			0.002	
Sobre Diseño	%		En Coeficiente			En Fluido y Flujo de Color	
Carga Térmica	20,004 MM BTU/hr		ΔT Media (Corr.)			100.8 °F	
Coef. de Transferencia (Servicio)	86.7 BTU/ft²·hr·°F		Superficie Calculada por unidad			2289,6 ft²	

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño, Presión de Prueba	PSI	310/465		80/120
Temperatura de Diseño	°F	232		135
N° de Pasos		UNO		DOS
Tubos A-179 (S/C) N° 648	D.Ext/int.	0.75/0.62 pulg.	Longitud	216 pulg. Pitch 2 1/2" 16 pulg.
Envoltente A-285-C	D.Ext/int.		bulg. Tensores	A.C. N° 6
Junta de Expansión N° ---			Compensación Total	---
Tapa de la Envoltente ---			Tapa del Cabezal Flotante	A-285-C (SEMTEL)
Correte A-285-C			Tapa del Correte	A-285-C (PLANA)
Espec. Flujos A-515-70			Espejo Flotante	A-515-70
Mamparas Transversales A-285-C	Tipo	SEGMENTADO	Pitch	12 pulg. 25 % Corte
Mamparas Longitudinales ---	Tipo	---	Soportes	---
Pernos: Envoltente	Tapa Correte		Cabezal Flotante	

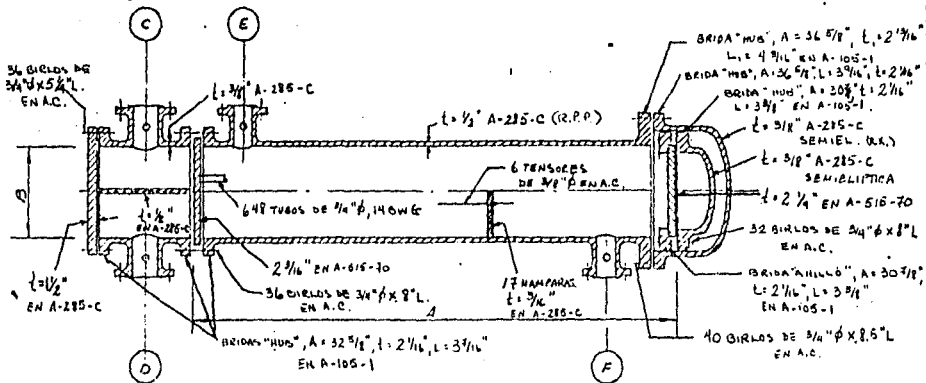
Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO		1/8"	
Tolerancia por Corrosión	pulg.		
Conexión de Entrada		9" WNRF - 300 #	12" WNRF - 150 #
Conexión de Salida		9" WNRF - 300 #	12" WNRF - 150 #
Peso Total del Envoltente	lb.	Hoz de Tubos	lb. Lleno de Agua

Especificaciones según Código ASME SECC. VIII, DIV. 1 Y TEMA CLASE "1R"

Rev	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$1,373,760.00 + 4% ISIM.				RELEVADO DE ESFUERZOS EN LOS CABEZALES

Cliente: PEMEX

CONDENSADOR
EA-204



ABIPSA

INTERCAMBIADOR DE CALOR
TIPO AES 1-20

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A = 11'-0"				D.I. DE ENVOLVENTE B = 27"		CLIENTE: PEREX			
BOQUILLA	DESCRIPCION	Ø	BOQUILLA	DESCRIPCION	Ø	PROY.	C.M.	DIR/INJ.	M.L.V.
C	WNRF-150#	12"	E	NNRF-300#	8"	REVISO	F.VII	ESCALA: 5 IN.	DIB.No:
D	WNRF-150#	12"	F	WNRF-300#	8"	1989	C.A.M.	1000/20	200/20



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proy. _____
Hoja 5 de 10
Fecha CMR Por Revisó

90

Alternativa N° _____

Servicio **ENERIADOR EA-205**

Partida No. 5

Tipo (TEMA) **AFM HORIZONTAL**

Tamaño **15.25" X 14'-0"**

Superficie por unidades **456.2 ft²**

N° de unidades **UNA**

Envoltorios/unidad **UNA**

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envoltante		Lado Tubos	
Flujo Total		ISOBUTANO		AGUA DE ENERIAMIENTO	
Líquido		22351.5		73000	
	Gases	Entrada	Salida	Entrada	Salida
ISOBUTANO		22351.5	22351.5		
AGUA				73.000	73.000

	Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Temperatura de operación °F	201	150.5	100	90	100	110
Presión de operación PSI	280			64.5		

Gravedad Específica		0.52		1.00		
Viscosidad CP		0.125		0.72		
Calor Específico BTU/°F·lb		0.645		1.00		
Conductividad Térmica BTU/hr·ft·°F		0.0712		0.3625		
Entalpia BTU/lb						
Temperatura de Ebullición °F						
Peso Molecular						
Densidad lb/ft ³						
Viscosidad CP						
Calor Específico BTU/°F·lb						
Conductividad Térmica BTU/hr·ft·°F						
Entalpia BTU/lb						
Calor Latente BTU/lb						
Punto de Rocío °F						

Velocidad ft/seg				4.2		
Coefficiente de Película BTU/ft ² ·hr·°F						
ΔP Máxima Permisible/real PSI		5/2.3		10/6.2		
Factor de Incrustación ft ² ·hr·°F/BTU		0.001		0.003		
Sobre Diseño %		En Coeficiente		En Fluido y Flujo de Calor		
Carga Térmica 1.46 MMBTU/hr		ΔT Media (Corr.)		33.93 °F		
Coeff. de Transferencia (Servicio) 94.4 BTU/ft ² ·hr·°F		Superficie Calculada por unidad		456.2 ft ²		

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño, Presión de Prueba PSI	295/442	80/120
Temperatura de Diseño °F	226	125
N° de Pasos	DOS	CUATRO

Tubos A-179 (S/C.) N° 166	D.Ext./Int. 0.75/0.58	Longitud 168	Pulg. Pitch 15/16
Envoltante A-285-C	D.Ext./Int.	pulg. Tensores A.C.	N° 4
Junta de Expansión N°	----	Compensación Total	----
Tapa de la Envoltante	----	Tapa del Cabezal Flotante	----
Carrete A-285-C		Tapa del Carrete A-285-C (SENTELIP.)	
Espaldas Fijas A-285-C		Espesa Flotante	----
Mamparas Transversales A-285-C	Tipo SEGMENTADO	Pitch 10.5	pulg. 25 % Corte
Mamparas Longitudinales A-285-C	Tipo SOLOABLE	Soportes	----
Pernos: Envoltante	Tapa Carrete	Cabezal Flotante	

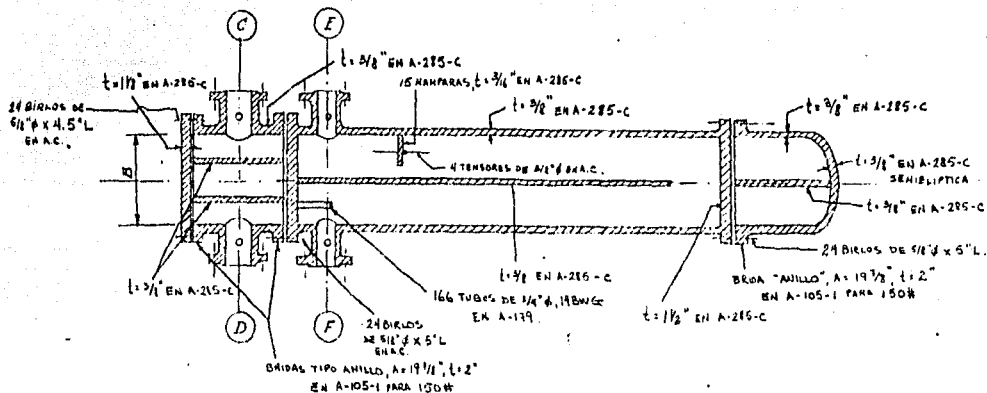
EMPAQUES DE ASBESTO COMPRIMIDO			
Tolerancia por Corrosión	pulg.	1/8	1/8
Conexión de Entrada		2-1/2" Ø WNRF - 300#	3" Ø WNRF - 150 #
Conexión de Salida		2-1/2" Ø WNRF - 300#	3" Ø WNRF - 150 #
Peso Total de la Envoltante	lb.	Hz de Tubos	lb. Lleno de Agua

Especificaciones según Código **ASME SECC. VIII, DIV. 1 Y TEMA CLASE "R"**

Rev.	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$554,632.00				RELEVADO DE ESFUERZOS.
	+ 4% ISIM.				

Cilente: **PEMEX**

ENFRIADOR EA-205



A B I P S A

INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO AFM 2-4

DIMENSIONES GENERALES				CLIENTE: PEMEX	
LONGITUD DE TUBOS A = 14'-0"		D.I. DE ENVOLVENTE B = 15 1/4"		CLIENTE: PEMEX	
DESARROLLO	DESARROLLO	BOBILLO	DESCRIPCION	PIE	DISEÑO
	WNRF-150#	9"	I	2 1/2"	1984
	WNRF-150#	3"	F	2 1/2"	1984



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proy. Hoja 6 de 10
 Fecha CMB Por Revisó

Alternativa N° Servicio REHEVIDOR EA-206, COLUMNA DA-202 Partida 110, 6
 Tipo (TEMA) BKT HORIZONTAL Tamaño 27" / 33" Ø X 19'-0" Superficie por unidad 2268.4 ft²
 N° de unidades UNA Envoltorios/unidad UNA

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envoltente		Lado Tubos	
Flujo Total		FONDOS nC4+		VAPOR SATURADO	
Líquido		Entrada		Entrada	
Gases		Salida		Salida	
FONDOS nC4+	lb/hr	273,770.7		47,449	
FONDOS nC4+	lb/hr		211,861.1		
FONDOS nC4+	lb/hr		61,909.6		
VAPOR SAT.	lb/hr			47,449	
CONDENSADO	lb/hr				47,449

		Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
		Temperatura de operación	*F	298	315	332	414
Presión de operación	PSA	290			290		
O D O J	Gravedad Específica		0.6203				
	Viscosidad	CP					
	Calor Específico	BTU/°F-lb		0.695			
	Conductividad Térmica	BTU/hr-ft-°F					
	Entalpia	BTU/lb	134.2				
S A G	Temperatura de Ebullición	*F					
	Peso Molecular			70.5		18	
	Densidad	lb/ft ³				2.5	
	Viscosidad	CP			0.01022		0.0165
	Calor Específico	BTU/°F-lb					
	Conductividad Térmica	BTU/hr-ft-°F					
U	Entalpia	BTU/lb		309			
	Calor Latente	BTU/lb		175		812.22	
	Punto de Rocío	*F					
	Velocidad	ft/seg					
Coefficiente de Película	BTU/ft ² -hr-°F					170.3	
ΔP Máxima Permisible/real	PSI		1/0.9				
Factor de Incrustación	f ² hr ² /°F/FTU		0.003			0.001	
Sobre Diseño	%	En Coeficiente		En Fluido y Flujo de Color			
Carga Térmica	38.54 MM BTU/hr	ΔT Media (Carr.)		98 °F			
Coeff. de Transferencia (Servicio)	173 lb BTU/hr-°F	Superficie Calculada por unidad		2268.4 ft ²			

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

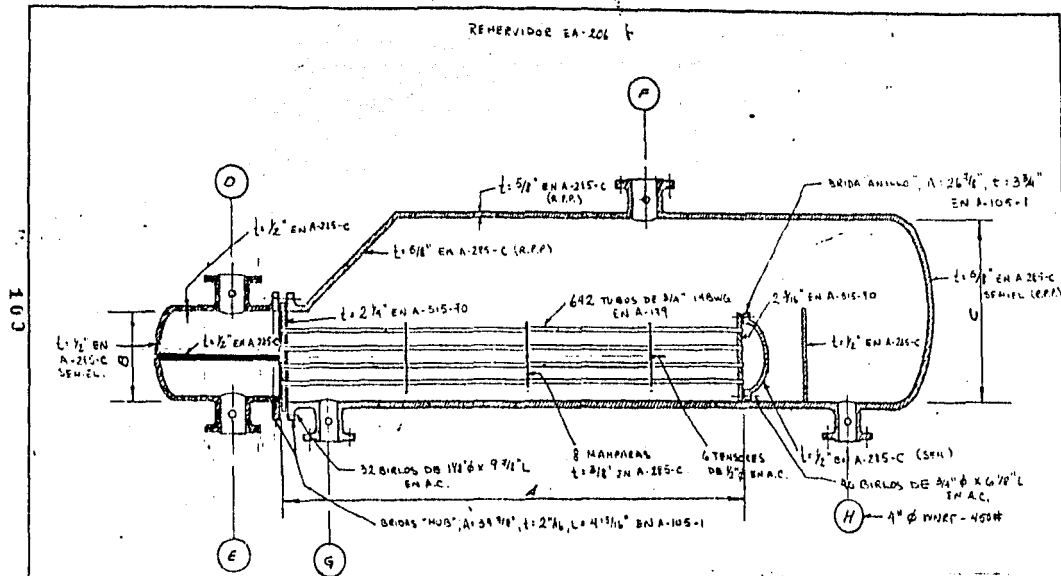
Presión de Diseño, Presión de Prueba	PSI	320/480	320/480
Temperatura de Diseño	*F	439	439
N° de Pasos		KETTLE	005
Tubos A-179 (S/C.) N° 642	D.Ext./Int.	0.75/0.62 pulg.	Longitud 216 pulg. Pitch A 15/16 pulg.
Envoltente A-285-C	D.Ext./Int.		pulg. Tensores A.C. N° 6
Junta de Expansión N° ----			Compensación Total ---- pulg.
Tapa de la Envoltente A-285-C (SEMIELIPTICA)			Tapa del Cabezal Flotante A-285-C
Carrete A-285-C			Tapa del Carrete A-285-C
Espesura Flato A-515-70			Espesura Flotante A-515-70
Mamparas Transversales A-285-C	Tipo CIRCULAR	Pitch 24 pulg.	---- % Corte
Mamparas Longitudinales ----	Tipo ----	Soportes ----	----
Pernos: Envoltente	Tapa Carrete		Cabezal Flotante

Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO			
Tolerancia por Corrosión	pulg.	1/8	1/8
Conexion de Entrada		8" Ø WNRF - 450 #	3-1/2" Ø WNRF-450 #
Conexion de Salida		4" Ø (S.L.) YB (S.V.)	3" Ø WNRF - 450 #
Peso Total de la Envoltente	lb.	Haz de Tubos	lb. Lleno de Agua
Especificaciones segun Código ASME SECC. VIII, DIV. 1 Y TEMA CLASE "IR"			

Rev	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$1,362,000.00 + 4% ISIM.				RELEVADO DE ESFUERZOS R.X. POR PUNTOS PARA LA TRANSICION.

Cliente: PEMEX REV. (2)

REMERVIDOR EA-206



100

ABIPSA

INTERCAMBIADOR DE CALOR
TIPO B&T

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A = 11'-0"		D. CABEZAL B = 27"		D. ENVOLVENTE C = 33"		CLIENTE: ABIPSA / PEHEX				
BOQUILLA	DESCRIPCION	d	BOQUILLA	DESCRIPCION	d	PIVOT.	O.C.C.	DIBUNO	M.L.V.	MARCO/1979
D	WNRF-450#	3 1/2"	E	WNRF-450#	3"	REVISO	G.G.R.	ESCALA	SIN	DIB.Nº:
F	WNRF-450#	8"	G	WNRF-450#	8"	1.00%	1"	100%	100%	

3



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

Nº de Proy: _____
 Hoja 7 de 10
 Fecha: _____
 CMB: _____
 Por: _____
 Revisó: _____

94

Alternativa N° _____
 Servicio **INTERCAMBIADOR-VAPORIZADOR EA-207** Partida No. 7
 Tipo **(TEMA) AGM (HORIZONTAL) Tamaño 39" Ø X 26'-0" L.** Superficie por unidad **4084.1** ft²
 N° de unidades **UNA** Envolvertes/unidad **UNA**

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envolvente		Lado Tubos	
Flujo Total		FONDOS DA-203		FONDOS DA-207	
Líquida		Entrada		Entrada	
Gases		Salida		Salida	
FONDOS DA-202		44,071.3		62,019.37	
lb/hr		lb/hr		lb/hr	
FONDOS DA-203		44,071		49,615.5	
lb/hr		lb/hr		lb/hr	
				12,403.9	

		Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Temperatura de operación		365	312.4	300	298	299.9	305
Presión de operación		280			265		
LÍQUIDO	Gravedad Específica		0.6203		0.62	0.5717	
	Viscosidad	CP				0.0952	
	Calor Específico	BTU/°F·lb		0.70		0.717	
	Conductividad Térmica	BTU/in·ft·°F					
	Entalpia	BTU/lb					
	Temperatura de Ebullición	°F					
	Peso Molecular del Líquido			77.2			67.78
GAS	Densidad	lb/ft ³				2.17	
	Viscosidad	CP					
	Calor Específico	BTU/°F·lb					
	Conductividad Térmica	BTU/in·ft·°F					
	Entalpia	BTU/lb					
	Calor Latente	BTU/lb					
	Punto de Rocío	°F					
Velocidad	ft/seg						
Coefficiente de Pellicula	BTU/in ² ·hr·°F					170.54	
ΔP Máxima Permisible/real	PSI		1/0.003			0.001	
Factor de Incrustación	ft ² ·hr·°F/BTU		0.002			0.001	
Sobre Diseño	%						
Carga Térmica	MM BTU/hr					9.53	
Coef. de Transferencia (Servicio)	BTU/in ² ·hr·°F					4084.1	
			En Coeficiente			En Fluido y Fluido de Calor	
			ΔT Medio (Corr.)			°F	
			Superficie Calculada por unidad			ft ²	

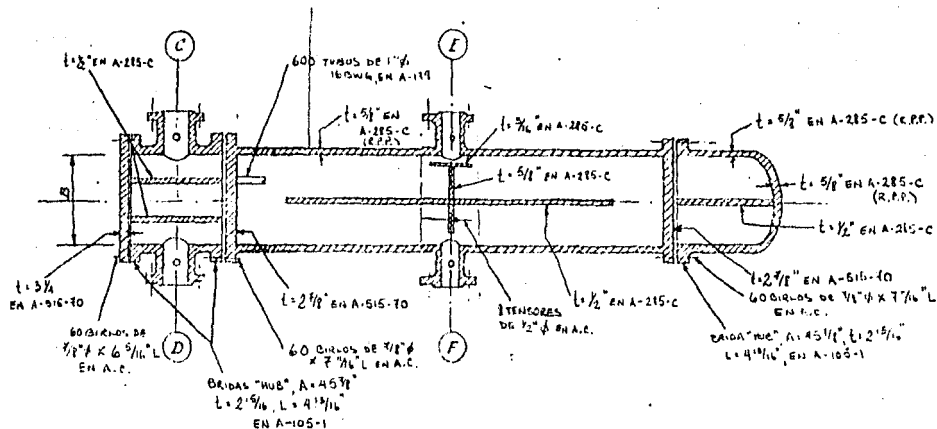
DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño, Presión de Prueba	PSI	295/442	295/442
Temperatura de Diseño	°F	370	330
N° de Pasos		FLUJO DIVIDIDO	
Tubos A-179 (S/C) N°	600	D.Ext./Int. 3/0.87	Longitud 312 pulg. Pich. Ø 1-1/4 pulg.
Envolvente	A-285-C	D.Ext./Int. 3/39	pulg. Tensores A.C. N° 8
Junta de Expansión	N°	----	Compensación Total ---- pulg.
Tapa de la Envolvente	----	----	Tapa del Cabezal Flotante ----
Carrete	A-285-C	----	Tapa del Carrete A-285-C
Espesores Fijos	A-515-70	----	Espesor Flotante ----
Mamparas Transversales	SIN	Tipo ----	Pitch ---- pulg. ---- % Corte
Mamparas Longitudinales	A-295-C	Tipo SPLIT FLOW	Soportes CIRCULOS DE 5/8" ESP. A-285-C
Pernos: Envolvente	Tapa Carrete		Cabezal Flotante

Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO		1/8		1/8	
Tolerancia por Corrosión		pulg		pulg	
Conexión de Entrada		3" WNRF - 300 #		4" Ø WNRF - 300 #	
Conexión de Salida		3" WNRF - 300 #		4" Ø WNRF - 300 #	
Peso Total del Envolvente		lb. Haz de Tubos		lb. Lleno de Agua	
Especificaciones según Código		ASME SECC VIII DIV. 1 Y TEMA CLASE "R"			
Rev.	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$2,450,450.00				LA UNIDAD DEBERA SER RADIOGRAFIADA POR PUNTOS Y RELEVADA DE ESFUERZOS.
	+ 4% I.S.M.				* t _w = 311°F

Cliente: PEMEX

INTERCAMBIADOR, EA-207



A B I P S A

INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO AGM

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A = 26'-0"		D.I. DE ENVOLVENTE B = 39"		CLIENTE: PEMEX			
BOQUILLA	DESCRIPCION	T	PERIFERIA	DESCRIPCION	T	PERIF.	D.I. No.
C	WNRF-300 #	4"	I	WNRF-300 #	3"	11 1/2"	SIN DISEÑO
D	WNRF-300 #	4"	F	WNRF-300 #	3"	11 1/2"	SIN DISEÑO



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

Nº de Proj.
Hoja 8 de 10
Fecha: CMB Par Revisó

Alternativa Nº Partida No. 5
 Servicio **CONDENSADOR EA-209** Tamaño **17-1/4" X 14'-0"** Superficie por unidad **698,04 ft²**
 Tipo (TEMA) **AES HORIZONTAL** Envolventes/unidad **UNA**

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envolvente		Lado Tubos	
		n-BUTANO (37%)		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
Flujo Total		76.797,7		401.300	
Líquido	Gasos	Entrada	Salida	Entrada	Salida
	n-C4 87%	n-C4 87%	76.797,7		
			76.797,7		
AGUA				401.300	401.300

Temperatura de operación		Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
PSIA		232	228,5	225	90	100	110
PSIA		265			64,5		

Gravedad Específica		0,504		1,00	
Viscosidad CP		0,117		0,72	
Calor Específico BTU/°F·lb		0,643		1,00	
Conductividad Térmica BTU/hr·ft·°F		0,070		0,3625	
Entalpia BTU/lb				240	
Temperatura de Ebullición °F					

Peso Molecular		58,12	
Densidad lb/ft ³		2,075	
Viscosidad CP		0,017	
Calor Específico BTU/°F·lb			
Conductividad Térmica BTU/hr·ft·°F			
Entalpia BTU/lb		340	
Calor Latente BTU/lb		100	
Punto de Rocío °F			

Velocidad ft/seg		7,5	
Coeficiente de Película BTU/ft ² ·hr·°F			
ΔP Máxima Permisible/real PSI		2/1,9	
Factor de incrustación ft ² ·hr·°F/BTU		0,001	
Sobre Diseño %		En Coeficiente	
Carga Térmica B,026 MMBTU/hr		ΔT Media (Corr.) 124,9 °F	
Coef. de Transferencia (Servicio) 92 BTU/ft ² ·hr·°F		Superficie Calculada por unidad 698,04 ft ²	

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño, Presión de Prueba		PSI	295/442	80/120
Temperatura de Diseño		°F	257	125
Nº de Pasos			UNO	DOS

Tubos A-179 (S/C.) Nº 254	D.Ext./Int. 0,75/0,54 pulg.	Longitud 168 pulg.	Pitch 215/16 pulg.
Envolvente A-285-C	D.Ext./Int.	pulg. Tensores A.C.	Nº 4-1/2
Junta de Expansión Nº	----	Compensación Total	----- pulg.
Tapa de la Envolvente	----	Tapa del Cabezal Flotante	A-285-C (SEMIF)
Carrete	A-285-C	Tapa del Carrete	A-285-C (PLANA)
Españel Fijos	A-285-C	Españel Flotante	A-285-C
Mamparas Transversales	A-285-C	Tipo SEGMENTADO	Pitch 12 pulg. 25 % Corte
Mamparas Longitudinales	-----	Tipo	----- Soporias
Pernos: Envolvente	Tapa Carrete	Cabezal Flotante	

Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO		1/8		1/8	
Tolerancia por Corrosión		pulg.			
Conexión de Entrada		6" Ø WNRE - 300 #		8" Ø WNRE - 150 #	
Conexión de Salida		6" Ø WNRE - 300 #		8" Ø WNRE - 150 #	
Peso Total del Envolvente		lb.	Haz de Tubos	lb.	Lleno de Agua

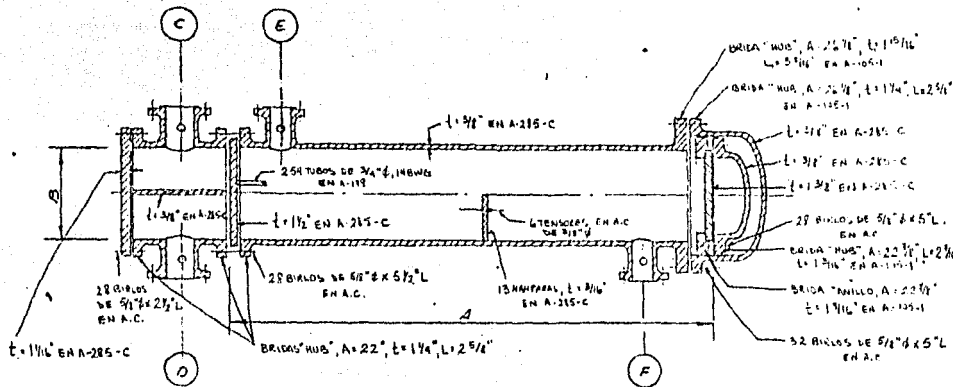
Especificaciones según Código **ASME SECC. VIII DIV. 1 Y TEMA CLASE "H"**

Rev	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
	PRECIO DE VENTA: \$770,668,00				RELEVADO DE ESFUERZOS EN LOS CABEZALES.
	+ 4% ISIM				

Cilente: **PEMEX**

CONDENSADOR EA-209

1.3



ABIPSA

INTERCAMBIADOR DE CALOR
TIPO AES

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A = 11'-0"		D. I. DE ENVOLVENTE B = 17 1/4"		CLIENTE: PEHEX					
BOQUILLA	DESCRIPCION	Ø	BOQUILLA	DESCRIPCION	Ø	M. SOL.	C. H. S.	OP. H. S.	M. C. H.
C	WNRF-150#	8"	E	WNRF-300#	6"	1/2" V. H.	F. V. H.	ESCALA	3 IN. = 1'
D	WNRF-150#	8"	F	WNRF-300#	6"	1/2" V. H.	C. S. H.	1000 IN. ESCALA	3 IN. = 1'



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proy.

Hoja 9 de 10

Fecha

CMB

 Por

Revisó

Alternativa N°

Servicio **ENERIZADOR FA-209**

Partida No. 9

Tipo (TEMA) **ACS HORIZONTAL**

Tamaño **12" Ø x 161'-0"**

Superficie por unidad **358** ft²

N° de unidades **UNA**

Envolventes/unidad **UNA**

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envolvente		Lado Tubos	
Flujo Total		n-BUTANO (87%)		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
Líquido		Entrada 17,949.03		Entrada 67,146.3	
Gases		Salida 17,949.03		Salida 67,146.8	
87% n-C ₄	lb/hr	17,949.03	17,949.03		
AGUA	lb/hr			67,146.3	67,146.8
	lb/hr				
	lb/hr				
	lb/hr				
	lb/hr				

Temperatura de operación	°F	Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Presión de operación	PSIA	260	162.5	100	90	100	110
					64.7		

LÍQUIDO	Gravedad Específica		0.50		1.00
	Viscosidad	CP	0.12		0.72
	Calor Específico	BTU/°F-lb	0.60		1.00
	Conductividad Térmica	BTU/hr-ft-°F	0.0712		0.3625
	Entalpía	BTU/lb			
	Temperatura de Ebullición	°F			

GAS	Peso Molecular				
	Densidad	lb/ft ³			
	Viscosidad	CP			
	Calor Específico	BTU/°F-lb			
	Conductividad Térmica	BTU/hr-ft-°F			
	Entalpía	BTU/lb			
	Calor Latente	BTU/lb			
	Punto de Rocío	°F			

Velocidad	ft/seg			2.9
Coefficiente de Película	BTU/ft ² hr-°F			
ΔP Máxima Permisible/real	PSI	5/1.3		10/9.8
Factor de Incrustación	ft ² hr-°F/BTU			
Sobre Diseño	%	En Coeficiente		En Fluido y Flujo de Calor
Carga Térmica	1,343 MM BTU/hr	ΔT Media (Corr.)		45 °F
Coef. de Transferencia (Servicio)	83.3 BTU/ft ² hr-°F	Superficie Calculada por unidad		358 ft ²

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño Presión de Prueba	PSI	230/420	80/120
Temperatura de Diseño	°F	250	135
N° de Pasos		UNO	DOS

Tubos A-179 (S/C.) N° 114	O.Ext/int. 0.75/0.584 pulg.	Longitud 192 pulg.	Pitch Δ 15/16 pulg.
Envolvente TUBO CED. 30 A.C.	O.Ext/int. 7/12 pulg.	Tensores A.C.	N° 4
Junta de Expansión N°	-----	Compensación Total	----- pulg.
Tapa de la Envolvente	-----	Tapa del Cabezal Flotante	A-285-C (SEMIEL)
Carrete A.C. TUBO CED. 30	-----	Tapa del Carrete	A-285-C (PLANA)
Espesores Placa A-285-C	-----	Espejo Flotante	A-285-C
Mamparas Transversales A-285-C	Tipo SEGMENTADO	Pitch 8 pulg.	25 % Corte
Mamparas Longitudinales	-----	Tipo	-----
Pernos: Envolvente	Tapa Carrete	Cabezal Flotante	-----

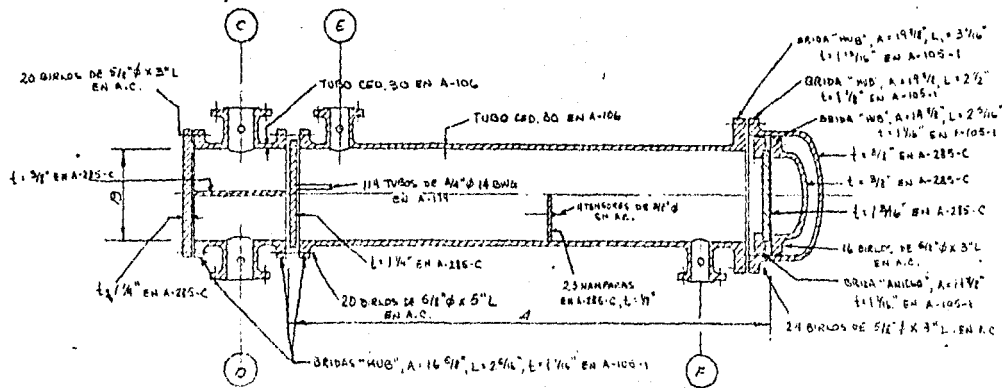
Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO			
Tolerancia por Corrosión	pulg.	1/8	1/8
Conexión de Entrada		2-1/2" Ø WNRF-300 #	3" Ø WNRF = 150 #
Conexión de Salida		2-1/2" Ø WNRF-300 #	3" Ø WNRF = 150 #
Peso Total de la Envolvente	lb.	Moz de Tulos	lb. Lleno de Agua
Especificaciones según Código ASME SECC. VIII DIV. 1 Y TEMA CLASE "B"			
Rev. Descripción	Fecha	Por	Revisó Observaciones:

PRECIO DE VENTA: \$395,250.00
+ 4% ISIM.

Observaciones: **RELEVADO DE ESFUERZOS EN LOS CABEZALES.**

Cliente: PEMEX

ENFRIADOR EA-209



111

A E I P S A			
INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO AES			
DIMENSIONES GENERALES			
LONGITUD DE TUBOS A = 16'-0"		D.I. DE ENVOLVENTE B = 12"	
ACQUILLA	DESCRIPCION	d	F
C		E	
D		F	
ACQUILLA	DESCRIPCION	d	F
C		E	
D		F	
CLIENTE:	PROY.	CHEC.	DIBUJO
	REVISO.	EXCAL.	ML V.
	PEROY.	C.A.M.	100/111/112/113/114/115/116/117/118/119/120/121/122/123/124/125/126/127/128/129/130/131/132/133/134/135/136/137/138/139/140/141/142/143/144/145/146/147/148/149/150/151/152/153/154/155/156/157/158/159/160/161/162/163/164/165/166/167/168/169/170/171/172/173/174/175/176/177/178/179/180/181/182/183/184/185/186/187/188/189/190/191/192/193/194/195/196/197/198/199/200/201/202/203/204/205/206/207/208/209/210/211/212/213/214/215/216/217/218/219/220/221/222/223/224/225/226/227/228/229/230/231/232/233/234/235/236/237/238/239/240/241/242/243/244/245/246/247/248/249/250/251/252/253/254/255/256/257/258/259/260/261/262/263/264/265/266/267/268/269/270/271/272/273/274/275/276/277/278/279/280/281/282/283/284/285/286/287/288/289/290/291/292/293/294/295/296/297/298/299/300

69



CALENTADOR A FUEGO DIRECTO

No. de Proy.

DISEÑO

HOJA DE

FECHA:

CLIENTE:

LOCALIZACION PLANTA

CLAVE: BA-201

SERVICIO CALENTADOR-VAPORIZADOR DE PONEOS, TORRE DA-203

CARGA TERMICA 5.45 MM BTU/hr.

SECCION	RADIACION (1)	CONVECCION (2)
FLUIDO	$C_5^{1B} + C_6$	$C_5^{1B} + C_6$
CARGA TERMICA MMETU/H	3.77	1.68
Lb/hr	88600	88600
PM/API	77.31/80	77.31/90 (aprox.)
CONDICIONES ENTRADA		
TEMPERATURA, °F	345	350
PRESION, PSIG	250	—
VISCOSIDAD, cp	0.09 (aprox.)	—
DENSIDAD, lb/ft ³	41.8	39.9 (aprox.)
VAPORIZACION, mol %	ALIMENTO LIQUIDO	35% (aprox.)
CONDICIONES SALIDA		
TEMPERATURA, °F	350	358
PRESION, PSIG.	220	—
VISCOSIDAD, cp	0.08 (aprox.)	—
DENSIDAD, lb/ft ³	40.3 (aprox.)	39.1 (aprox.)
VAPORIZACION, mol %	34% (aprox.)	50%
CONDICIONES DE DISEÑO	AREA TOTAL = 3244 ft ²	
EFICIENCIA MINIMA TOTAL	75% (86% CALCULADA) TOTAL	
CORROSION DEBIDA A	TRAZAS DE AZUFRE	TRAZAS DE AZUFRE
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	0.002	0.002
COMBUSTIBLE	GAS NATURAL	—
PODER CALORIFICO BTU/ft ³ id.	922 (LHV = 19700 BTU/lb)	

NOTA S: SERPENTIN DE 4" IPS, DE 4 PASOS, Cedula 40.

UN BANCO DE TUBOS, CON 5 haces de tubos alietados arreglados
en centros equilaterales de 8" (alietan con 90% de eficiencia)
REF. (23)

REVISOR:

112

FECHA:



HOJA DE DISEÑO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR

N° de Proy. _____

Hoja 10 de 10

Fecha _____

CMR _____

Por _____

Revisó _____

101

Alternativa N° _____

Servicio ENFRIADOR DE GASOLINAS EA-210 A7B Partida NO. 10
 Tipo (TEMA) AEM HORIZONTAL Tamaño 17-1/4" Ø X 16'-0" Superficie por unidad 797 ft²
 N° de unidades UNA (2-2) Envoltorios/unidad DOS 1-1 CONECTADOS EN SERIE.

DATOS DE UNA UNIDAD

Fluido		Lado Envolvente		Lado Tubos	
Flujo Total	lb/hr	FONDOS 1-C5+		AGUA DE ENFRIAR	
Líquido		Entrada	Salida	Entrada	Salida
Gases		44,071.3	44,071.3	135,943	
1-C5+	lb/hr				
AGUA	lb/hr			135,943	135,943
	lb/hr				
	lb/hr				
	lb/hr				

		Entrada	Promedio	Salida	Entrada	Promedio	Salida
Temperatura de operación	°F	300	200	100	90	100	110
Presión de operación	PSI	260			64.7		
PROPIEDADES DEL LIQUIDO	Gravedad Específica		0.555			1.00	
	Viscosidad	CP	0.15			0.72	
	Calor Específico	BTU/°F·lb	0.617			1.00	
	Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F	0.10			0.3625	
	Entalpia	BTU/lb					
	Temperatura de Ebullición	°F					
	Peso Molecular Del Líquido			77.2			
PROPIEDADES DEL GAS	Densidad	lb/ft ³					
	Viscosidad	CP					
	Calor Específico	BTU/°F·lb					
	Conductividad Térmica	BTU/hr·ft·°F					
	Entalpia	BTU/lb					
Calor Latente	BTU/lb						
Punto de Rocío	°F						
Velocidad	ft/seg				5.10		
Coefficiente de Película	BTU/ft ² ·hr·°F						
ΔP Máxima Permisible/real	PSI		6/5.24			5/4	
Factor de Incrustación	ft ² ·hr·°F/BTU		0.001			0.003	
Sobre Diseño	%		En Coeficiente			En Fluido y Flujo de Calor	
Carga Térmica	MMBTU/hr	5.44	ΔT Media (Corr.)		61.2	°F	
Coef de Transferencia (Servicio)	BTU/ft ² ·hr·°F	111	Superficie Calculada por unidad		797	ft ²	

DATOS DE CONSTRUCCION POR ENVOLVENTE

Presión de Diseño Presión de Prueba	PSI	290/430		80/120
Temperatura de Diseño	°F	325		135
N° de Pasos		UNO		UNO

Tubos A-179 (S7C.)	N° 254	D. Ext./Int. 0.75/0.5625	pulg. Longitud 192	pulg. Pitch Δ 15/16	pulg.
Envoltorio	A-285-C	D. Ext./Int.	pulg. Tensoros	A.C.	N° 4
Junta de Expansión	N°	-----	Compensación Total	-----	pulg.
Tapa de la Envoltorio	-----	-----	Tapa del Cáscara Flotante	A-285-C (SEMIEL)	
Correte	A-285-C		Tapa del Correte	A-285-C (PLANA)	
Espesores Fijos	A-285-C		Espesa Flotante	A-285-C	
Mamparas Transversales	A-285-C	Tipo SEGMENTADO	Pitch	12	pulg. 25 % Corte
Mamparas Longitudinales	-----	Tipo	-----	-----	-----
Pernos: Envoltorio		Tapa Correte		Cáscara Flotante	

Empaques DE ASBESTO COMPRIMIDO			
Tolerancia por Corrosión	pulg.	1/8	1/8
Conexión de Entrada		3-1/2" Ø WIRE-300 #	5" Ø WIRE - 150 #
Conexión de Salida		3-1/2" Ø WIRE-300 #	5" Ø WIRE - 150 #
Peso Total de la Envoltorio	lb.	Hoz de Tubos	lb. Lleno de Agua

Especificaciones según Código ASME SECC VIII Y TEMA CLASE III

Rev	Descripción	Fecha	Por	Revisó	Observaciones:
-----	-------------	-------	-----	--------	----------------

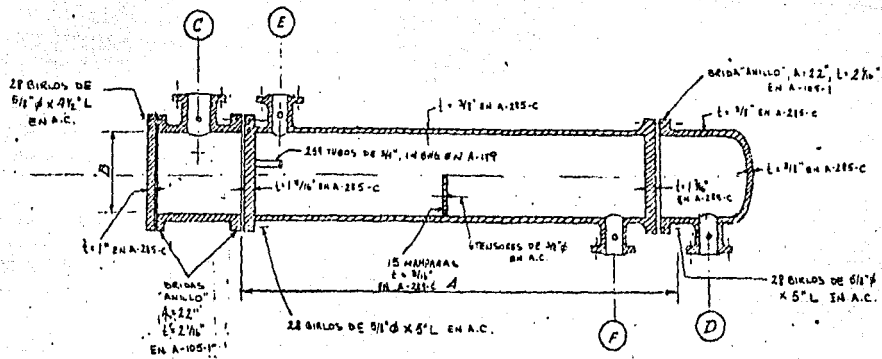
PRECIO DE VENTA UNITARIO: 879,960.00

PRECIO DE VENTA TOTAL: \$1,757,920.00

+4" ISM

Cliente: PEMEX

ENFRIGIDORE EA-115-A/6



ABIPSA

INTERCAMBIADOR DE CALOR TIPO AEM-LI

DIMENSIONES GENERALES

LONGITUD DE TUBOS A- 16'-0"				D.I. DE INVOLVENTE B- 17'-4"			CLIENTE: PENER.		
BOQUILLA	DESCRIPCION	Ø	BOQUILLA	DESCRIPCION	Ø	PASO	DIBUNO	DIB. No.	
C	WHER-150#	6"	E	WHER-370#	3 1/2"	R/1130	F'ALA		
D	WHER-150#	6"	F	WHER-320#	3 1/2"	APRUBO	ACOTIN		

DIAMETROS DE LA TUBERIA PARA LA TORRE DA-201

LINEA N°	W. lb/hr.	FASE	DENSIDAD lb/ft ³	Q. en CFPS G CFPM	Vr. ft/seg. ó ft/min.	Vc. ft/seg. ó ft/min.	D. plg. C.E.D. 40
1							
2							
3							
4							
5							
6							
7							
8							
9							
10							
11							
12							
13							
14							
15							
16							
17							
18							
19							
20							
21							
22							
23							
24							
25							
26							
27							
28							
29							
30							
31							
32							
33							
34							
35							
36							
37							
38							
39							
40							
41							
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58							
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69							
70							
71							
72							
73							
74							
75							
76							
77							
78							
79							
80							
81							
82							
83							
84							
85							
86							
87							
88							
89							
90							
91							
92							
93							
94							
95							
96							
97							
98							
99							
100							

REPORTED

T-DOE

DIAMETROS DE LA TUBERIA PARA LA TORRE DA-202.

LINEA N°	W. lb/hr.	FASE	DENSIDAD		α en CEPS		Vr.	Vc.	D. pig. CED. 40
			lb/ft ³	α	CEPII	ft/seg. ó ft/min.	ft/seg. ó ft/min.		
TP-7	84,371.69	L (90%) +V (10%)	29.24	0.801535	6	4.1	6"		
TP-15	187,048.30	V	2.775	1970.52	4000	3917	8"		
TP-16	187,048.30	L	32.5	1.599	6	4.6	8"		
TP-17	187,048.30	L	32.5	1.599	6	4.6	8"		
TP-18	164,706.80	L	32.5	1.408	6	4.04	8"		
TP-19	22,341.50	L	32.5	0.191	6	5.6	2-1/2"		
TP-20	62,020.40	L	38.77	0.4444	6	5.1	4"		
TP-21	273,770.70	L	38.77	1.962	6	5.62	8"		
TP-22	61,909.60	L	39.77	0.444	6	5.1	4"		
TP-23	211,861.10	V	2.32	1522	5000	4361	8"		
TA-24	47,449.00	V	2.5	316.33	5000	4735	3-1/2"		
TA-25	47,449.00	L	53.1	0.25	6	5.1	3"		
TA-26	1,000,200.00	L	62.5	4.4453	6	5.7	12"		
TA-27	73,000.00	L	62.5	0.3246	6	6.6	3"		

DIAMETROS DE LA TUBERIA PARA LA TORRE DA-203,


LINEA N°	W. lb/hr.	FASE	DENSIDAD	en CFPS	Vr.	Vc.	D plg. CED. 40
			lb/ft ³	5 CFPM	ft/seg. 6 ft/min.	ft/seg. 6 ft/min.	
TP-20	62,020.40	L	38.77	0.4444	6	5.1	4"
TP-28	62,020.40	L (80% + V (20%))	31.44	0.54796	6	6.28	4"
TP-29	76,797.70	V	2.08	615.37	4000	3104.2	6"
TP-30	76,797.70	L	31.5	0.67723	6	3.45	6"
TP-31	76,797.70	L	31.5	0.67723	6	3.45	6"
TP-32	58,891.84	L	31.5	0.51933	6	5.95	4"
TP-33	17,850.00	L	31.5	0.1590	6	4.64	2-1/2"
TP-34	132,595.71	L	38.77	0.949945	6	4.81	6"
TP-35	44,009.00	L	38.77	0.315314	6	6.42	3"
TP-36	44,009.00	L	38.77	0.315314	6	6.42	3"
TP-37	88,576.71	L	38.77	0.63563	6	3.23	6"
TP-38	88,576.71	L (50% + V (50%))	20.7	1.18963	6	6.1	6"
TP-39	44,009.00	L	34.7	0.3523	6	5.3	2-1/2"
TA-40	-----	G	----	1.3136	5000	6021	2"
TA-41	401,300.00	L	62.5	1.7936	6	5.1	8"
TA-42	67,147.00	L	62.5	0.29343	6	6.08	3"
TA-43	135,943.00	L	62.5	0.6042	6	5.08	6"



HOJA DE ESPECIFICACION DE
BOMBAS DE PROCESO 2.5

106
No de Proy.
DISEÑO
HOJA DE
FECHA

CLIENTE		FECHA
LOCALIZACION PLANTA		
GENERALES		GA-201- A/R REPLUJO DE BOMBOS
SERVICIO		
Num necesario de bombas	En uso regular como reserva	1 (UNA) 1 (UNA)
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
FLUIDO BOMBEADO		PROPANO LIQUIDO LIGERAMENTE CORROSIVO
CLASE DE FLUIDO	CORROSIVO O NO CORROSIVO	
	COMPUESTOS CORROSIVOS	TRAZAS DE AZUFRE
	SOLIDOS (CUALQUIERA)	
GASTO BOMBEADO G/H a 60°F y 760 mm		47900
DENSIDAD a 60°F y 760 mm		28.6 lb/ft ³
TEMPERATURA DE BOMBEO		120°F
VISCOSIDAD, CENTIPOISES A LA TEMP. DE BOMBEO		0.085
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
PRESION lb/plg ² (abs o mar)		240 psig
PRESION VAPOR A LA TEMP. DE BOMBEO (abs o mar)		238.3 psig
DENSIDAD LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.		31.46 lb/ft ³ max.
CARGA POSITIVA NETA ARRIBA DE PRESION VAPOR PIE		8.4 ft
CONDICIONES EN LA DESCARGA (EOLIA)		
PRESION lb/plg ² (abs o mar)		270 psig
DENSIDAD, A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.		28.6 lb/ft ³
CAPACIDAD A LAS CONDICIONES DE DESCARGA		798. GPM
CONDICIONES DE DISEÑO		
PRESION DIFERENCIAL	lb/plg ² pies	270 psig 476
CABALLOS POTENCIA DEL LIQUIDO		25 HP
TEMPERATURA MAXIMA		125°F
PRESION MAXIMA DE SUCC. lb/plg ² (abs o mar)		5 psig
NP MAXIMA ADMISIBLE EN LA BOMBA lb/plg ²		30 psig
OBSERVACIONES		
TIPO RECOMENDADO DE BOMBA		CENTRIFUGA
TIPO DE MOTOR RECOMENDADO (TCCVE)		COMPLETAMENTE CERRADO A.P.E.
REGULAR		ELECTRICO
DE RESERVA		TURBINA
REVISO	124 FECHA	

		HOJA DE ESPECIFICACION DE		No de Proy.
		BOMBAS DE PROCESO		DISEÑO
CLIENTE			HOJA DE	
LOCALIZACION PLANTA			FECHA	
GENERALES SERVICIO			GA-202- A/R REFLUJO DE DOMOS	
Num necesario de bombas		En uso regular como reserva	1 (UNA)	1 (UNA)
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA FLUIDO BOMBEADO			ISOBUTANO LIQUIDO	
CLASE DE FLUIDO	CORROSIVO O NO CORROSIVO COMPUESTOS CORROSIVOS		LIGERAMENTE CORROSIVO	
	SOLIDOS (CUALQUIERA)		TRAZAS DE AZUFRE	
GASTO BOMBEADO G/H a 60°F y 760 mm.			38200	
DENSIDAD a 60°F y 760 mm.			32.5 lb/ft ³	
TEMPERATURA DE BOMBEO			201 °F	
VISCOSIDAD CENTIPICISES A LA TEMP. DE BOMBEO			0.10	
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)				
PRESION lb/plg ² (abs o man)			232 psig	
PRESION VAPOR A LA TEMP. DE BOMBEO (abs o man)			230.39 psig	
DENSIDAD A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.			34.1 lb/ft ³ max.	
CARGA POSITIVA NETA ADECUADA DE PRESION VAPOR FIEE			7.13 ft	
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)				
PRESION lb/plg ² (abs o man)			265 psig	
DENSIDAD A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.			32.5 lb/ft ³	
CAPACIDAD A LAS CONDICIONES DE DESCARGA			637 GPM	
CONDICIONES DE DISEÑO				
PRESION DIFERENCIAL		lb/plg ²	265 psig	
		pies	490	
CABALLOS POTENCIA DEL LIQUIDO			25 HP	
TEMPERATURA MAXIMA			205 °F	
PRESION MAXIMA DE SUCC. lb/plg ² (abs o man)			5 psig	
AP MAXIMA ADMISIBLE EN LA BOMBA lb/plg ²			33 psig	
OBSERVACIONES				
TIPO RECOMENDADO DE BOMBA			CENTRIFUGA	
TIPO DE MOTOR RECOMENDADO: (TCCV#)			COMPLETAMENTE CERRADO A.P.E.	
REGULAR			ELECTRICO	
DE RESERVA			TURBINA	
REVISO			1-5 FECHA	



HOJA DE ESPECIFICACION DE BOMBAS DE PROCESO

No. de Proy. _____
 DISEÑO _____
 HOJA DE _____
 FECHA _____

CLIENTE _____

LOCALIZACION PLANTA _____

GENERALES

SERVICIO _____

GA-203- A/R
REPLUJO DE DOMOS

Num necesario de bombas	En uso regular	1 (UNA)
	como reserva	1 (UNA)

NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA

FLUIDO BOMBEADO _____

BUTANO NORMAL LIQUIDO
LIGERAMENTE CORROSIVO
TRAZAS DE AZUFRE

CLASE DE FLUIDO	CORROSIVO O NO CORROSIVO	
	COMPUESTOS CORROSIVOS	
	SOLIDOS (CUALQUIERA)	

GASTO BOMBEADO G/H a 60°F y 760 mm _____

15200

DENSIDAD a 60°F y 760 mm _____

31.5 lb/ft³

TEMPERATURA DE BOMBEO _____

225°F

VISCOSIDAD CENTIPOISES A LA TEMP. DE BOMBEO _____

0.092

CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)

PRESION lb/plg² (abs o man) _____

218 psig

PRESION VAPOR A LA TEMP. DE BOMBEO (abs o man) _____

216.4 psig

DENSIDAD A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC. _____

31 lb/ft³ max.

CARGA POSITIVA NETA ARRIBA DE PRESION VAPOR PIES _____

7.31 ft

CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)

PRESION lb/plg² (abs o man) _____

250 psig

DENSIDAD A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC. _____

31.5 lb/ft³

CAPACIDAD A LAS CONDICIONES DE DESCARGA _____

253 GPM

CONDICIONES DE DISEÑO

PRESION lb/plg² _____

250 psig

DIFERENCIAL pies _____

460

CABALLOS POTENCIA DEL LIQUIDO _____

10 HP

TEMPERATURA MAXIMA _____

230 °F

PRESION MAXIMA DE SUCC. lb/plg² (abs o man) _____

10 psig

DP MAXIMA ADMISIBLE EN LA BOMBA lb/plg² _____

32 psig

OBSERVACIONES

TIPO RECOMENDADO DE BOMBA _____

CENTRIFUGA

TIPO DE NOTOR RECOMENDADO (TCCVE) _____

COMPLETAMENTE CERRADO A.P.E.

REGULAR _____

ELECTRICO

DE RESERVA _____

TURBINA

REVISO _____ 1.3 FECHA _____



HOJA DE ESPECIFICACION DE
BOMBAS DE PROCESO

No. de Proy. **109**

DISEÑO

HOJA DE

FECHA

CLIENTE

LOCALIZACION PLANTA

GENERALES

SERVICIO

GA-204- A/R

DEPLUJO DE FONDOS

Num necesario de bombas | Et. uso regular
de bombas | como reserva

1 (UMA)
1 (UMA)

NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA

FLUIDO BOMBEADO

ISOPENTANO PLUS

LIGERAMENTE CORROSIVO
TRAZAS DE AZUFRE

CLASE DE FLUIDO | CORROSIVO O NO CORROSIVO
| COMPUESTOS CORROSIVOS
| SOLIDOS (CUALQUIERA)

GASTO BOMBEADO G/H a 60°F y 760 mm

19100

DENSIDAD a 60°F y 760 mm

38.8 lb/ft³

TEMPERATURA DE BOMBEO

345°F

VISCOSIDAD, CENTIPOISES A LA TEMP. DE BOMBEO

0.12

CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)

PRESION lb/plg² (abs o man)

220 psig

PRESION VAPOR A LA TEMP. DE BOMBEO (abs o man)

216.47 psig

DENSIDAD A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.

39.6 lb/ft³ max.

CARGA POSITIVA NETA ARRIBA DE PRESION VAPOR PIES

5.67 ft

CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)

PRESION lb/plg² (abs o man)

250 psig

DENSIDAD, A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.

39 lb/ft³

CAPACIDAD A LAS CONDICIONES DE DESCARGA

318 GPM

CONDICIONES DE DISEÑO

PRESION

lb/plg²

250 psig

DIFERENCIAL

pies

133

CABALLOS POTENCIA DEL LIQUIDO

15 HP

TEMPERATURA MAXIMA

350°F

PRESION MAXIMA DE SUCC. lb/plg² (abs o man)

5 psig

PI MAXIMA ADMISIBLE EN LA BOMBA lb/plg²

32 psig

OBSERVACIONES

TIPO RECOMENDADO DE BOMBA

CENTRIFUGA

TIPO DE MOTOR RECOMENDADO (TCCVE)

COMPLETAMENTE CERRADO A.P.E.

REGULAR

ELECTRICO

DE RESERVA

TURBINA

REVISO

147 FECHA



HOJA DE ESPECIFICACION DE BOMBAS DE PROCESO

No. de Proj. _____
 DISEÑO _____
 HOJA _____ DE _____
 FECHA _____

CLIENTE _____

LOCALIZACION PLANTA _____

GENERALES		GA-205- A/R
SERVICIO		RETORNO DE CONDENSADOS
Num necesario	En uso regular	1 (UNA)
de bombas	como reserva	1 (UNA)

NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
FLUIDO BOMBEADO		AGUA
CLASE DE FLUIDO	CORROSIVO O NO CORROSIVO	LIGERAMENTE CORROSIVOS
	COMPUESTOS CORROSIVOS	SALES DISUELTAS
	SOLIDOS (CUALQUIERA)	---
GASTO BOMBEADO G/H a 60°F y 760 mm		14000
DENSIDAD a 60°F y 760 mm		62.5 lb/ft ³
TEMPERATURA DE BOMBEO		407°F
VISCOSIDAD, CENTIPOISES A LA TEMP. DE BOMBEO		0.9

CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
PRESION lb/plg² (abs o man)		270 psig
PRESION VAPOR A LA TEMP. DE BOMBEO (abs o man)		268 mmHg
DENSIDAD A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.		62 lb/ft ³ max.
CARGA POSITIVA NETA ARRIBA DE PRESION VAPOR FIC		4.6 ft

CONDICIONES EN LA DESCARGA (EOL EA)		
PRESION lb/plg² (abs o man)		275 psig
DENSIDAD, A LA TEMP. DE BOMBEO Y PRESION DE SUCC.		61.5 lb/ft ³
CAPACIDAD A LAS CONDICIONES DE DESCARGA		---

CONDICIONES DE DISEÑO		
PRESION DIFERENCIAL	lb/plg ²	140
CABALLOS POTENCIA DEL LIQUIDO		2 HP
TEMPERATURA MAXIMA		280°F
PRESION MAXIMA DE SUCC. lb/plg² (abs o man)		10 psig
AP MAXIMA ADMISIBLE EN LA BOMBA lb/plg²		5 psig

OBSERVACIONES		
TIPO RECOMENDADO DE BOMBA		CENTRIFUGA
TIPO DE MOTOR RECOMENDADO (TCCV)		CERRADO A.P.G.
REGULAR		ELECTRICO
DE RESERVA		TURBINA

REVISO _____ FECHA _____

///

2.6 LISTA PRELIMINAR DE INSTRUMENTOS
DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO
(VER DTI, P-3495-2, SECC. 1.3)

CANTIDAD	CLAVE	TIPO DE INSTRUMENTO
4	TR-1	REGISTRADOR DE TEMPERATURA MONTADO EN <u>TABLE</u> <u>RO</u> .
7	TI-6	INDICADOR DE TEMPERATURA LOCAL.
1	TC-4	CONTROL DE TEMPERATURA CON ACTUADOR AUTOMA- TICO.
4	PC-3	CONTROL DE PRESION CON ACTUADOR AUTOMATICO.
3	PR-5	REGISTRADOR DE PRESION MONTADO EN <u>TABLE</u> <u>RO</u> .
1	PIC-3	CONTROLADOR-INDICADOR DE PRESION CON ACTUA- DOR AUTOMATICO.
2	FRC-8	REGISTRADOR-CONTROLADOR DE FLUJO MONTADO EN <u>TABLE</u> <u>RO</u> .
3	FC-4	CONTROL DE FLUJO CON ACTUADOR AUTOMATICO <u>LO</u> <u>CAL</u> .
3	LA-5	ALARMA DE NIVEL C/ACTUADOR MONTADO EN <u>TABLE</u> <u>RO</u> .
3	LRC-10	CONTROLADOR-REGISTRADOR DE NIVEL MONTADO EN <u>TABLE</u> <u>RO</u> .
3	LC/HA-1	CONTROL DE NIVEL CON ALARMA MONTADA EN <u>TA</u> <u>BLERO</u> .
2	LRC-3/LR-4	REGISTRADOR-CONTROLADOR DE NIVEL Y REGISTRO DE NIVEL DE RECEPCION COMBINADA LOCAL.
4	FR-5/PR-2	REGISTRADOR DE FLUJO CON PLUMA DE REGISTRO DE PRESION LOCAL.
2	TCV-5/FRC-8	CONTROLADOR DE TEMPERATURA AUTOMATICO, ACO- PLADO AL REGISTRO Y CONTROL DE FLUJO LOCAL.
1	TIC-9	CONTROLADOR-INDICADOR DE TEMPERATURA CON RE- CEPTOR LOCAL.

CAPITULO 3

"La necesidad de obtener utilidades es responsable de la existencia de un motivo racional en los negocios...".

S. L. Optner.

3.1 ESCENARIO

Cactus, Chiapas se encuentra ubicado dentro de la zona sureste del país, que comprende el 12% de la extensión territorial de la República Mexicana. La población asciende a un 11% del total y su densidad es de 28 habitantes por kilómetro cuadrado. El 65% de la población pertenece a la clase popular cuyos ingresos son menores de 3000.00 pesos mensuales. Su clima es similar al del Estado de Tabasco con la salvedad de que éste tiende a ser ligeramente seco.

A mediados de 1974 la producción de los recién descubiertos depósitos de petróleo en los estados de Chiapas y Tabasco, trajo a nuestro país la autosuficiencia y permitió principiar exportaciones de este líquido.

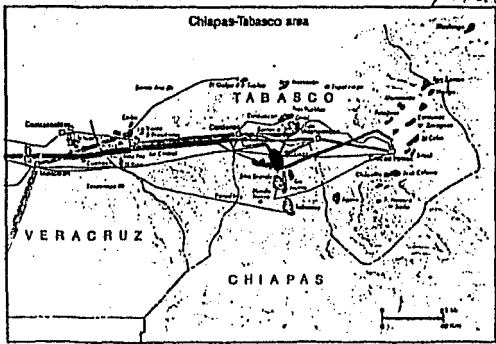
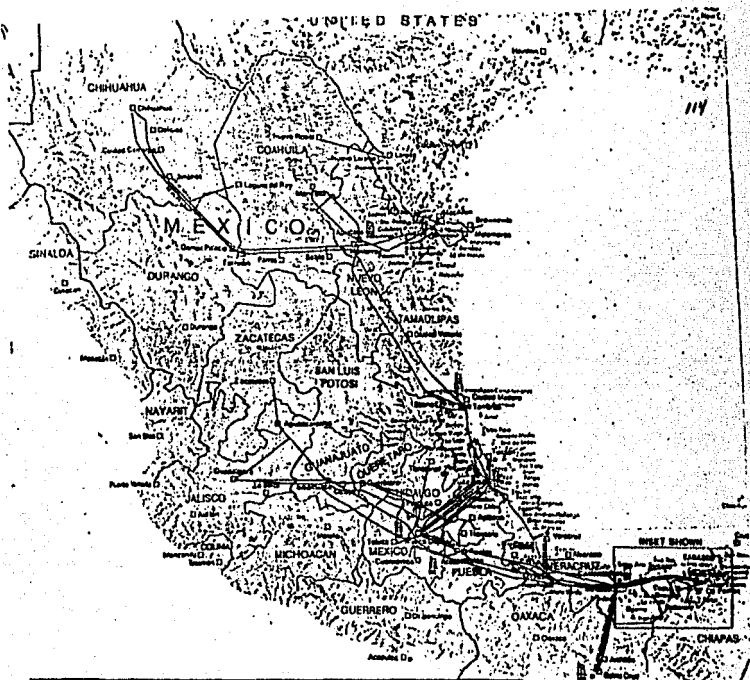
Los nuevos depósitos representan el 38% de la producción total y, según previsiones de Pemex para 1980, México deberá producir 1.5 millones de barriles por día de petróleo para satisfacer la demanda interna. Con el aumento en los costos de producción, que se estiman para entonces habrán aumentado un 250%, las inversiones necesarias para 1980 se calculan en 190 millones de dólares.

Actualmente se están invirtiendo 5.1 mil millones de pesos en perforaciones en Chiapas y Tabasco y están en la etapa de construcción y arranque cuatro plantas localizadas en las siguientes regiones:

Cactus, Chiapas,
Morelos, Veracruz,
Complejo P., Tabasco,
La Cangrejera, Veracruz,

cada una producirá 22,243 BPD de propano, 12,340 BPD de butanos y 11,806 BPD de gasolina natural, consumiendo de esta manera 46,389 BPD de materia prima.

A principios de 1974 se importaban 45,000 BPD de crudo. Para 1975 se exportaban 61,200 BPD de crudo además de fuertes cantidades de diesel y combustible.



181-A

1

2

3

A partir de 1976 Pemex restringió la exportación de crudo para incrementar las ventas y exportaciones de producto refinado y derivados del Petróleo.

El presente estudio considera una planta para procesar 18,240 BPD de propano e hidrocarburos más pesados en Cactus, Chiapas, dados los requerimientos adicionales en la capacidad de procesamiento por la reciente instalación de cuatro plantas criogénicas modulares con capacidad de 150 millones de pies cúbicos estándar por día de gas natural (20).

3.2 ESTUDIO DE FACTIBILIDAD

ECONOMICA.

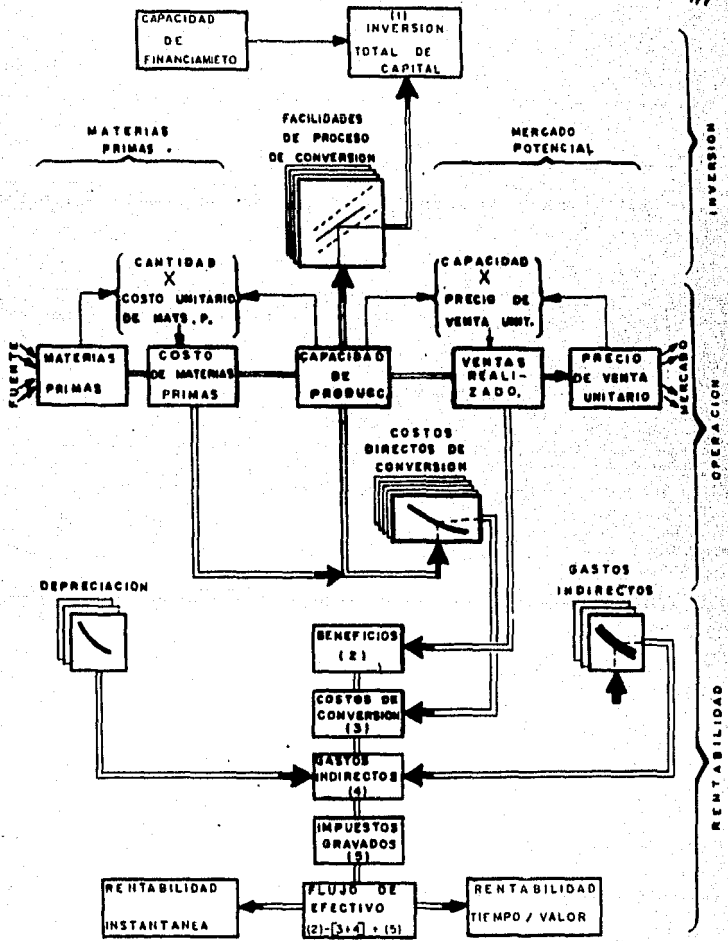


FIG. 3.4.1.

3.2.1 RESUMEN DE PRECIOS - EQUIPO DE PROCESO

Cambiadores	Costo	
EA-201	3.816,400.00	
EA-202	242,980.00	
EA-203	1.424,640.00	
EA-204	1.373,760.00	
EA-205	554,632.00	
EA-206	1.362,000.00	
EA-207	2.450,460.00	
EA-208	770,668.00	
EA-209	395,250.00	
EA-210 A/B	1.757,920.00	SUBTOTAL 1 = \$14.148,710.00
Columnas		
DA-201	6.230,300.00	
DA-202	7.493,675.00	
DA-203	1.918,600.00	SUBTOTAL 2 = \$15.642,575.00
Tanques acumuladores de reflujo		
FA-201	859,320.00	
FA-202	859,320.00	
FA-203	407,812.00	SUBTOTAL 3 = \$ 2.126,452.00
Calentador a fuego directo		
BA-201	1.391,500.00	SUBTOTAL 4 = \$ 1.391,500.00
		T O T A L = \$33.309,237.00

3.2.2 Estimación del Costo Total de la Planta

(a)	CONCEPTO	COSTO
1)	Cambiadores	\$14.148,710.00
2)	Calentador a fuego directo	\$ 1.391,500.00
3)	Columnas de destilación	\$15.642,575.00
4)	Tanques acumuladores	\$ 2.126,452.00
	T O T A L (a):	\$33.309,237.00

(b) Método de Lang (Estimación "Rápida")

Tipo de Proceso.- Fluido.

Usar Factor = 4.74

Entonces Costo total inicial = Inversión inicial = 4.74 X (a)

I. Inicial = C.T. Inicial = 4.74 X 33.309,237.00

Inv. = \$157.885,783.00

■ 7 MM DLS.

(6.8646 MM DLS)

(c) Método de Chilton (Estimación "Elaborada")

- 1.- Costo del Equipo X 1.15 = \$38.305,623.00
- 2.- Costo del Equipo instalado = Concepto (1) X 1.08 = 41.370,072.00
- 3.- Tubería de Proceso = 0.3 (41.370,072.00) = \$12.411,022.00
- 4.- Instrumentación = 0.1 (41.370,072.00) = \$4.137,000.00
- 5.- Edificios y Estructuras = 0.125 (41.370,072.00) = \$5.171,260.00
- 6.- Auxiliares = 0.05 (41.370,072.00) = \$2.068,504.00
- 7.- Líneas exteriores = 0.06 (41.370,072.00) = \$2.482,204.00
- 8.- 2 + 3 + 4 + 5 + 6 + 7 = \$67.640,062.00

- 9.- Ingeniería y Construcción = 0.35 (67.640,062.00) = \$23.674,000.00
 10.- Contingencias = 0.15 (67.640,062.00) = \$10.146,000.00
 11.- Factor de Tamaño = 0.05 (67.640,062.00) = \$3.382,000.00
 12.- 8 + 9 + 10 + 11 = \$104.842,000.00 (4.56 MM DLS.)

ENR = 520

ENR_{BASE} = 400

Base de los datos del costo del equipo = $\frac{520}{400} \times 104.842,000.00$
 = \$136.294,600.00
 = \$136.295,000.00
 (5.9259 MM DLS.)

≈ 6 MM DLS.

Diferencia = 15.8% (\$21.590,000.00 M.N.) entre los dos métodos, está dentro del rango de $\pm 20\%$.

PARITY INDEX
 (RBP: CHEMICAL ENGINEERING N° 19 AGOSTO 28, 1978)

CUENTA NO.	FOLIA NO.
CONTRATO	FECHA
C.A.M.R.	FECHA
REVISIÓN	FECHA
C.A.M.R.	FECHA

	1	2	3	4
	BSCALA	I. P. M. (U.S.A.)	I. P. M. (MEXICO)	PARIDAD \$ X DLS.
1	1976	100	100	20
2				
3	1977	7.24%	15%	21.49
4				
5	1978	6.75%	13.98%	22.98
6				
7	1979	6.33%	13.11%	23.00
8				
9	1980	5.95%	12.32%	24.37
10				
11	1981	5.62%	11.63%	25.75
12				
13	1982	5.32%	11.01%	27.11
14				
15	1983	5.05%	10.45%	28.48
16				
17	1984	4.81%	9.96%	29.85
18				
19	1985	4.59%	9.05%	31.22
20				
21	1986	4.38%	9.07%	32.58
22				
23	1987	4.20%	8.69%	33.95
24				
25	1988	4.03%	8.33%	35.32
26				
27	1989	3.80%	7.85%	36.66
28				
29	1990	3.73%	7.70%	38.03
30				
31	1991	3.59%	7.41%	39.39
32				
33	1992	3.47%	7.16%	40.76
34				
35	1993	3.35%	6.29%	42.13

I. P. M. = INDICE DE PRECIOS
 AL MAYOREO.

3-2.3 TABLA N° 1

CAPACIDAD A INSTALAR Y COSTOS DE MATERIAS PRIMAS BASICAS (M. JONS. M. N.)

	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
CONSUMO NACIONAL	710	710	710	710	710	710	710	710	710	710
CAPACIDAD INST. ACTUAL	680	680	680	680	680	680	680	680	680	680
DEFICIT	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
CAPACIDAD A INSTALAR	374	374	374	374	374	374	374	374	374	374
COSTO DE MATERIAS PRIMAS Y SERVICIOS										
CARGA DE HIDROCARBUROS (15 DLS/TON)	497	421	446	468	469	510	520	550	570	590
AGUA DE ENFRIAMIENTO (\$/m ³)	0.8	0.8	1.0	1.1	1.2	1.3	1.4	1.5	1.6	1.7
VAPOR DE MEDIA (\$/ton)	56	62	66	74	81	88	95	102	111	119
GAS NATURAL (\$/ft ³ std)	0.13	0.13	0.16	0.17	0.18	0.19	0.21	0.22	0.23	0.24
ELECTRICIDAD (\$/kw-h)	0.65	0.70	0.77	0.85	0.93	1.00	1.10	1.20	1.30	1.40
INVERSION REQUERIDA:										
PLANTA										
1980 - 3.0 MM DLS.			PARA 1980 3.0 M DLS. \$7							
1981 - 3.0 MM DLS.			PARA 1981 3.0 M DLS. \$5							
(CONVERSION A PISOS TOMANDO EN CUENTA EL PARITY INDEX)			TOTAL							

75.01 MM DE PISOS.

77.25 MM DE PISOS.

152.26 MM DE PISOS.

	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
1.- COSTOS DE OPERACION (C.T.O.)										
PERSONAL DE OFICINA (30 PERS.)	5109	5448	5440	6146	6688	7125	7154	7228	8770	9377
10 OBREROS	1903	2121	1162	1610	2325	3260	3629	4041	4409	5009
SUPERVISION (1 HOMBRE)	572	616	1108	789	1171	1471	1049	1212	1353	1501
MANTENIMIENTO (4% DE LA INV.)	6014	6625	7227	8003	8406	9606	10854	11920	12897	13181
TOTAL:	11499	14810	16137	17644	19290	21467	23027	25000	27969	30068
2.- GASTOS INDIRECTOS (OVERHEAD):										
DIRECTOS (35% DE OBREROS Y SUPERVISION)	620	622	541	1026	1142	1271	1415	1579	1930	2119
GASTOS EXTRAS GENERALES (65% CTO)	8814	9639	10322	11462	12541	13700	14907	16356	17879	19585
DEPRECIACION (9% DE LA INV. FIJA)	15036	15016	15016	15016	15016	15016	15016	15016	15016	15016
SEGURO (1% DE LA INV. TOTAL)	1504	1504	1504	1504	1504	1504	1504	1504	1504	1504
GASTOS DE ADMON. Y VENTAS (5% INV)	1910	2212	2009	10010	11010	12110	13322	14654	16220	17732
TOTAL:	35114	35215	37084	39063	41233	43622	46214	49126	52488	55958
TOTAL DE GASTOS FIJOS:	47109	50025	53221	56707	60523	64889	69241	74126	79977	86026
GASTOS FIJOS POR TON:	146	155	164	173	187	200	214	230	247	266

	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991
MATERIAS PRIMAS	40	42	44	46	48	50	52	54	56	58
AGUA DE ENFRIAMIENTO	1.5	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4	1.4
VAPOR DE MEDIA	4.6	6.2	6.6	7.1	8.1	8.6	9.5	10.1	10.4	11.6
GAS NATURAL	2	1.3	1.4	1.6	1.7	1.9	2.0	2.2	2.4	2.5
ELECTRICIDAD	2.8	1.4	1.6	1.7	1.8	2.0	2.3	2.4	2.6	2.8
TOTAL:	50.9	63.3	66.0	74.1	76.6	80.9	85.4	90.6	95.4	100.4
GASTOS FIJOS:	1.6	1.5	1.6	1.7	1.8	2.0	2.1	2.3	2.4	2.6
COSTO TOTAL DE PRODUCCION:	49.3	61.8	67.6	75.8	78.4	82.9	87.5	92.9	97.8	103.0
PRECIO DE VENTA PROMEDIO POR TON. (EN PESOS)	101.2*	103	111	120	127.5	134	143.5	152	161.5	170
TOTAL DE VENTAS:	324	346	368	448	688	728	773	819	868	880
COSTO TOTAL DE PRODUCCION:	240	256	278	48	583	543	574	611	649	683
UTILIDAD BRUTA:	84	90	90	700	105	185	199	208	219	197
IMPUESTOS Y REPARTO DE UTILIDADES:	4.4	4.6	4.5	4.4	4.5	4.5	4.5	4.4	4.4	4.5
UTILIDAD NETA:	79.6	85.4	85.5	695.6	100.5	180.5	194.5	204	215	192.5
DEPRECIACION:	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
FLUJO DE EFECTIVO:	78.1	83.9	84.0	694.1	99.0	179.0	193.0	202.5	213.5	191.0

*NOTA: 2539 \$/TON DE DERIVADOS A PRINCIPIOS DE 1984. (C) PRODUCTO DE LA REACCION ES EL ADON DE LA CANTIDAD ANTES INDICADA.

3.2.3 TABLA N° 4

VALOR NETO PRESENTE.

AÑO	FLUJO		VALOR		V.P.		V.P.		V.P.	
	DE EFECTIVO	n 164	PRESENTE		A		A		A	
			A 101 INT	n 301	301 INT	n 351	351 INT	n 421	A 421 DE INT.	
1 1981	59	0.862	51	0.7492	45	0.7385	44	0.7325	41	0.7225
2 1983	61	0.7455	45	0.5812	36	0.5478	35	0.4947	33	0.4547
3 1984	62	0.6407	40	0.4352	28	0.4054	27	0.3480	22	0.3080
4 1985	98	0.5525	54	0.3901	44	0.3403	40	0.2888	24	0.2488
5 1986	102	0.4761	48	0.3093	28	0.2229	27	0.1724	18	0.1324
6 1987	102	0.4104	44	0.2672	22	0.1645	18	0.1202	13	0.0802
7 1988	113	0.3516	40	0.1994	18	0.1218	14	0.0853	10	0.0553
8 1989	119	0.3050	36	0.1726	13	0.0899	11	0.0599	7	0.0399
9 1990	126	0.2610	33	0.0945	12	0.0668	8	0.0420	5	0.0220
10 1991	133	0.2207	30	0.0725	10	0.0452	7	0.0294	4	0.0194
TOTAL:	952		412		248		207		174	
INV. TOTAL:			197		197		197		197	
V.N.P.:			215		51		110		(25)	

1	RENTABILIDAD	"ROI"	UTILIDAD NETA PROM. INVERSION TOTAL	100	0.1323	X	00	42.56%
2								
3								
4								
5								
6								
7								
8								
9								
10								
11								
12								
13								
14								
15								
16								
17								
18								
19								
20								
21								
22								
23								
24								
25								
26								
27								
28								
29								
30								
31								
32								
33								
34								
35								
36								
37								
38								
39								
40								
41								
42								
43								
44								
45								
46								
47								
48								
49								
50								
51								
52								
53								
54								
55								
56								
57								
58								
59								
60								
61								
62								
63								
64								
65								
66								
67								
68								
69								
70								
71								
72								
73								
74								
75								
76								
77								
78								
79								
80								
81								
82								
83								
84								
85								
86								
87								
88								
89								
90								
91								
92								
93								
94								
95								
96								
97								
98								
99								
100								

		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CASH FLOW	225.5	(197)	59	41	62.5	98	102.5	102.5	113.5	119	126	133.5
CUMULATIVE CASH FLOW	--	(197)	(138)	(77)	(14.5)	33.5	146	248.5	362	481	607	740.5

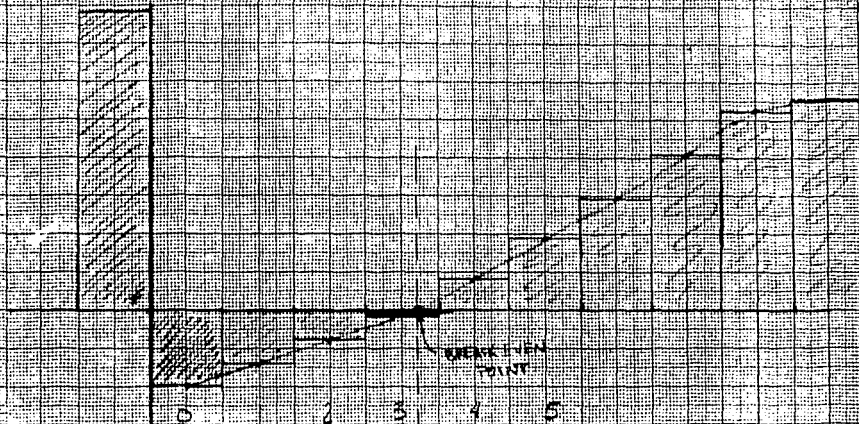
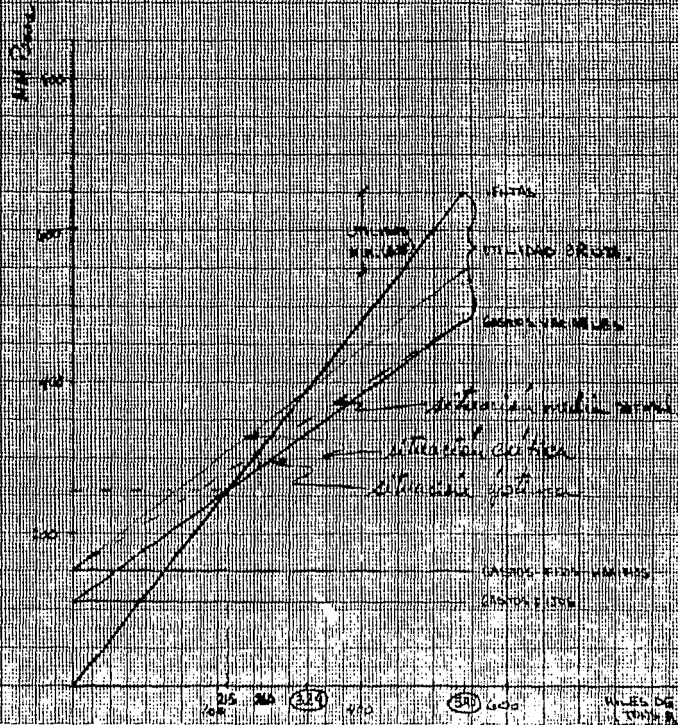


FIG. 2.4
 GRÁFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO
 EN BASE A LA RECUPERACIÓN
 DEL CAPITAL

FIG. 2.6
 GRÁFICA DEL PUNTO DE EQUILIBIO
 PARA LA PRODUCCIÓN DE
 HIDROCARBUROS LIQUIDOS.



CAPITULO 4

"En un negocio con éxito, la mayoría de las decisiones no pueden ser contrarias a la razón o ilógicas".

S. L. Optner.

CAPITULO 4

CONCLUSIONES

1.- Las Torres fraccionadoras tienen alrededor de un 20% de sobrediseño que se puede aprovechar muy bien en el futuro para alcanzar una capacidad de 21,888 BPD, conforme la demanda aumente.

2.- La capacidad elegida de 18,240 BPD cubre el déficit hasta 1985; pero en conjunto con las otras tres plantas mencionadas en la sección 3.1 del capítulo 3, cubre perfectamente el déficit y la demanda existentes hasta 1991, incluyendo un pequeño excedente para la exportación, acorde con las políticas de PEMEX de vender y exportar producto procesado en México.

3.- La rentabilidad es bastante buena debido a que estos productos se han constituido en productos de primera necesidad no sólo de nuestro País, sino también del resto del Mundo, hecho que justifica la inversión.

4.- Los métodos de evaluación económica presentados nos muestran dos puntos de vista interesantes. El primero denominado ROI (Return on Investment) es dramático en cuanto al optimismo que despliega al llegar a obtener dos años para la recuperación del capital. El segundo denominado NPV (Net Present Value) es mucho más conservador y nos da un punto de partida más realista de la situación pues un 20.7% de retorno de la inversión es bastante bueno para una empresa y el tiempo (5 años) es inmejorable considerando que este tipo de productos es muy noble en el mercado por la diversidad de aplicaciones encontradas para ellos. La evaluación usando el flujo de efectivo acumulativo arroja un resultado menos conservador (pero comparable al anterior) al arrojar como resultado 4 años como tiempo de retorno de la inversión.

5.- El núcleo del proceso decisional del proyecto lo constituye la inversión total inicial, debido a que ésta se ve afectada en mayor o menor medida por el proceso inflacionario propio de cada país. En el caso de nuestro país el índice inflacionario esperado

para los próximos dos años es del 10% de incremento promedio, lo cual, si se logra obtener, beneficiaría grandemente las inversiones proyectadas y ayudaría al despegue económico buscado por tantos años, abriéndose la posibilidad de disminuir el endeudamiento externo e impulsar otros sectores industriales de vital importancia para nuestro país.

6.- Como comentario final se puede decir que en esta tesis se muestran los documentos principales que debe llevar un libro de ingeniería básica, al que se le han anexado la memoria de cálculo más relevante. Por lo tanto, puede ser empleado el material contenido en este trabajo como auxiliar en los últimos semestres de la carrera.

A P E N D I C E

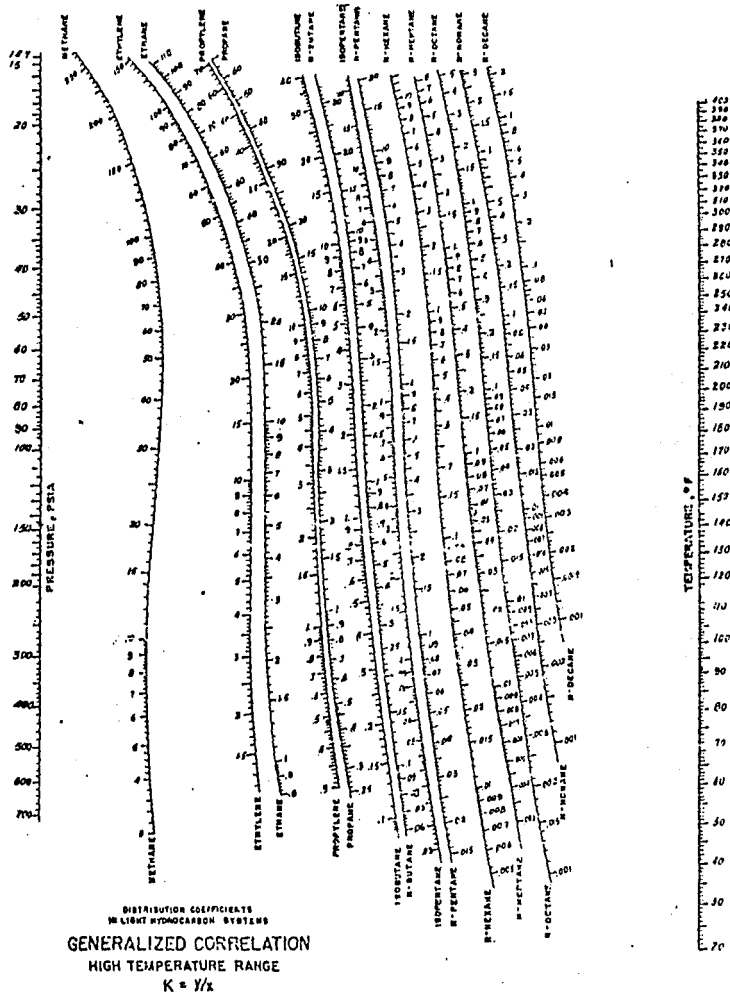


Fig. 32. High-temperature nomograph.

CALCULO DEL DISEÑO TERMICO DE UN CAMBIADOR DE CALOR PARA UNA SOLA FASE.

I.- Cálculo de la carga térmica:

Q_envol. = W C_p_s (T_1 - T_2) Donde T_1 > T_2

Q_tubos = w C_p_t (t_2 - t_1) Donde t_2 > t_1

Debe cumplirse la condición de que Q_envol. = Q_tubos = Q_total.

II.- Cálculo de la LMTD.

LMTD = (Delta T_2 - Delta T_1) / ln (Delta T_2 / Delta T_1) donde Delta T_2 = T_1 - t_2, Delta T_1 = T_2 - t_1

III.- Corrección de la LMTD.

a) Cálculo R_1 = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)

con R y S de gráfica N° 11 se obtiene F_c, o por la ecuación

F_c = (sqrt(R^2 + 1) ln((1-S)/(1-RS))) / ((R-1) ln((2-S(R+1-sqrt(R^2+1))) / (2-S(R+1+sqrt(R^2+1)))) para n-n Ref. (2) y (14)

(F_c = 0.8 para cualquier N-n) (F_c = 1 para 1-1)

b) Cálculo Delta T corregida

Delta T_c = LMTD x F_c

IV.- Cálculo del área de transferencia.

a) Suponer un U_D_s (de acuerdo a los fluidos a manejar). TABLA N° 8(2)

$$b) \text{ Cálculo de } A = \frac{Q_{\text{total}}}{U_{D_s} \times \Delta T_{\text{corr.}}}$$

V.- MEMORIA DE CALCULO POR METODO BELL. (21)

- Para la determinación del coeficiente individual de transferencia y caídas de presión por lado de la envolvente,

A.- Parámetros Geométricos.

- + Selección de las características del tubo, long. (L), diam. (do), BWG de las tablas N° 11.2 y N° 11.3 DE LA REF. (1).

1.- N° total de tubos

$$N^{\circ} \text{ TUBO} = \frac{A}{a'' \times L} \quad \text{obtener de tabla } D_s \text{ y } Dot1^* \text{ (2)}.$$

Donde A = Area de transf. calculada (ft²).

a'' = área por long./área (De tablas con el diam. del tubo do).

L = Long. de tubo considerada.

D_s = Diam. interior de la envolvente.

Dot1. = Diam. límite de tubos.

*NOTA N° 1. El Dot1 se estima en forma aproximada.

a) Para espejos fijos.

$$Dot1 = D_s - 0.75$$

b) Para espejos flotante tipo "S".

$$Dot1 = D_s - (1.5 \text{ ó } 2)$$

Se usa 1.5 si Presión de diseño < 300 psi.

Se usa 2 si Presión de diseño > 300 psi.

c) Para cabezal flotante tipo T.

$$\text{Si } D_s < 30'' \quad Dot1 = \frac{D_s}{1.15}$$

$$\text{Si } D_s > 30'' \quad Dot1 = \frac{D_s}{1.2}$$

2.- Arreglo de tubos paralelo y normal al flujo.

P_p y P_n De tablas N°

3.- N° de hileras de tubos en la sección de flujo cruzado N_c .

$$N_c = D_s \frac{1 - 2 \cdot (ic/D_s)}{P_p}$$

si $N_c < 1.2$ disminuir corte de mampara.

Donde ic = Corte de la mampara

ic/D_s = % de corte (De 0.16 a 0.5)

4.- Fracción de tubos totales en la zona de flujo cruzado.

$$F_c = \frac{1}{\pi} \left[\pi + 2 \frac{D_s - 2ic}{Dot1} \sin \left(\cos^{-1} \frac{D_s - 2ic}{Dot1} \right) - 2 \cos^{-1} \frac{D_s - 2ic}{Dot1} \right]$$

Este parámetro se puede obtener también de la gráfica N° 10-16

* (Ver PERRY pag. 10-26) Nota N° 2

5.- Número de hileras efectivas de tubos sometidos a flujo cruzado en cada ventana.

$$N_{cw} = \frac{0.8 ic}{P_p}$$

6.- Area de la zona de flujo cruzado S_m .

a) Para arreglo triangular.

$$S_m = B \left[D_s - Dot1 + \frac{Dot1 - do}{P_t} (P_t - do) \right]$$

Donde B = espaciamiento entre mamparas.

P_t = pitch.

do = diámetro ext. de tubos

b) Para arreglo cuadrado y rotado.

$$S_m = B D_s - \text{Dot1} + \frac{\text{Dot1} - \text{do}}{p_n} (P_t - \text{do})$$

7.- Fracción de área de la zona de flujo cruzado disponible para flujo desviado (By-pass) F_{bp} .

$$F_{bp} = \frac{(D_s - \text{Dot1}) B}{S_m}$$

8.- Area de fuga entre tubos y mamparas, para una mampara.

$$S_{tb} = 0.0245 \text{ do } N_t (1 + F_c)$$

9.- Area de fuga entre la mampara y la envolvente.

$$S_{sb} = \frac{D_s \delta_{sb}}{2} \left[\pi - \cos^{-1} (1 - 2 (ic/D_s)) \right]$$

Donde $\cos^{-1} (1 - 2 (ic/D_s))$ debe estar en radianes

- El valor de S_{sb} se puede obtener de la fig. N° 10-17, *op.cit.*

NOTA N° 2.

El valor de F_c , S_{sb} y S_{wg} que se leen en las figuras correspondientes son estrictamente aplicables únicamente a cabezal flotante tipo "S", pero pueden utilizarse para un cálculo aproximado de otros tipos tomando en consideración lo anterior.

Donde δ_{sb}

	Para D_s	δ_{sb} (claro entre coraza y mampara)
Env.	8 - 13"	0.100
Tubo	14 - 17"	0.125
	18 - 23"	0.150
Env.	24 - 39"	0.175 + 0.125
Placa	40 - 54"	0.225 + 0.125
	54 -	0.300 + 0.125

10.- Area de flujo a través de la ventana.

$$S_w = S_{wg} - S_{wt}.$$

Donde S_{wg} = Area total de la ventana.

$$S_{wg} = \frac{D_s^2}{4} \left[\cos^{-1} (1 - 2 ic/D_s) - (1 - 2 \frac{ic}{D_s}) \sqrt{1 - \left(1 - 2 \frac{ic}{D_s}\right)^2} \right]$$

* también se puede encontrar de la gráfica N° 10-18, op. cit.

$$S_{wt} = \frac{N_t}{8} (1 - F_c) \pi d_o^2$$

Solo para flujos laminares. (Re = 100)

11.- Diámetro equivalente de la ventana D_w

$$D_w = \frac{4 S_w}{(\pi/2) N_t (1 - F_c) d_o + D_s \theta_b}$$

Donde θ_b = ángulo de corte de la mampara.

$$= 2 \cos^{-1} (1 - 2ic/D_s)$$

B.- Cálculo de coeficiente individual (lado de envolvente) y coeficiente total de transferencia.

1.- N° de Reynolds.

$$N_{Re} = \frac{12 d_o W}{\mu_b S_m}$$

Donde W = Gasto masa lb/hr.

μ_b = Viscosidad a las condiciones medias.

2.- Encontrar el factor jK para un banco ideal (De la graf. N° 10.19)

3.- Cálculo de coef. individual de transferencia para un banco de tubos ideal.

$$h_k = J_k C_p \frac{144 W}{S_m} (P_r)^{-2/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

- 4.- Encontrar factor de corrección J_c - De gráfica N° 10.20, op.cit. (por efecto de la configuración de la mampara).
- 5.- Encontrar el factor de corrección J_t - De la gráfica N° 10.21. (por efecto de fuga en las mamparas).
- 6.- Encontrar el factor de corrección J_b - De gráfica N° 10.22 op.cit.
 Donde $N_{ss} = N^2$ de fajas de sello. (1 par de fajas por cada 5 hileras de tubos).
- 7.- Número de mamparas.

$$N_b = \frac{12.1}{B} - 1$$

- 8.- Encontrar el factor J_r (Debido al gradiente adverso de Temperatura).
 - a) Para $Re > 100$ $J_r = 1$
 - b) Para $Re < 100$ Véase Pag. 10-28 de Perry, Fig. 10.24.

- 9.- Cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor del lado de la envolvente.

$$h_s = h_k \cdot J_c \cdot J_k \cdot J_b \cdot J_r$$

C.- Cálculo de las caídas de Presión.

- 1.- Determinar el factor de ficción f_k , para un banco ideal de tubos (De las figs. N° 10.25 y N° 10.26)
- 2.- Obtener la caída de presión para una sección ideal de flujo cruzado.

$$AP_{bk} = 0.69 \times 10^{-6} \frac{f_k w^2 N_c}{\rho s_m^2} \left(\frac{A_w}{A_p} \right)^{0.14}$$

3.- Cálculo de la caída de presión ideal para la sección de la ventana.

a) Para $(Re)_s > 100$ $AP_{wk} = 1.73 \times 10^{-7} W^2 \frac{(2 + 0.6 N_{CW})}{S_m S_w \rho}$

b) Para $(Re)_s < 100$ (Ver pag. 10-29 de Perry).

4.- Encontrar el factor de corrección R_f (por efecto de fugas en las mamparas) De la figura N^o 10.26, *op. cit.*

5.- Encontrar el factor de corrección R_b (Debido a las corrientes de by-pass) De la figura N^o 10.27, *op. cit.*

6.- Calcular la caída de presión total.

$$AP_s = \left[(N_b - 1) (AP_{bk}) R_b + N_b AP_{wk} \right] R_f + 2AP_{bk} R_b \left(1 + \frac{N_{CW}}{N_C} \right)$$

VI.- MEMORIA DE CALCULO DEL METODO KERN. (2)

- Para determinación del coef. individual de transf. y caídas de presión por lado de tubos.

1.- Determinar el valor a'_t de tabla. (Nº 10) con d_i y BWG.

2.- Cálculo del área de flujo por tubos.

$$a_t = \frac{a'_t \times N^2 \text{ tubos}}{144 \times n} \quad n = \text{número de pasos por tubos.}$$

3.- Cálculo de la masa velocidad.

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

4.- Cálculo de la velocidad.

$$V_t = \frac{G_t}{3600 \times \rho_f} \quad \rho_f = \text{densidad del fluido a manejar.}$$

NOTA: V_t ~~de~~ ^{debe} ser ~~mayor~~ ^{menor} o igual a la velocidad recomendada para dicho fluido, dadas en la Ref. Nº(3).

5.- Cálculo del Nº de Reynolds.

$$(Re)_t = \frac{D_i \times G_t}{\mu} \quad \text{donde } D_i \text{ diámetro interior (ft) del tubo.}$$

6.- Determinar el factor.

$$\left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \frac{k}{D_i}$$

7.- Determinación del factor de Coelburn, J_H

J_H de gráfica con Re. (fig. Nº 24)

8.- Determinación del coef. individual de transf.

$$h_{10} = JH \times \left(\frac{C_p H}{K} \right)^{1/3} \frac{k}{D_1} \times \theta_t \times \frac{di}{do} \quad \text{donde } \phi_c = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

B.- Caídas de Presión.

1.- Determinar f_t

(a) con $(Re)_t$ de gráfica se obtiene f_t (fig. N° 26)

(b-1) con G_t de gráfica se obtiene f_t (fig. N° 27) Si $S_{gf} = 1$.

(b-2) Si $S_{gf} \neq 1$ Donde S_{gf} = gravedad especif. del fluido.

entonces $f_t = \frac{v^2}{2g'}$

2.- Cálculo de caída de presión.

a) Por tubos $\Delta P_t = \frac{f \times (G_t)^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times D_i \times S_{gr} \times \theta_t}$

b) Por retorno $\Delta P_r = \frac{4n}{S_{gr}} \times \frac{v^2}{2g'}$

$$\Delta P_{Tt} = \Delta P_t + \Delta P_r$$

VII.- Cálculo de coeficiente global de transferencia de calor.

1.- Coeficiente global limpio.

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

2.- Coeficiente global

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d \text{ TOTAL} + \frac{t}{k}}$$

Se compara U_D contra U_{D_s} .

- a) Si $U_D > U_{D_s}$ (No mayor al % requerido por el cliente) OK.
- b) Si $U_D \gg U_{D_s}$ (mayor al % requerido) Suponer otro valor de U_{D_s}
- c) Si $U_D < U_{D_s}$ suponer otro valor de U_{D_s}

DISEÑO TERMICO DE CONDENSADORES.

I.- Vapores simples (puros).

Desarrollo de la memoria de cálculo.

Para tomar el caso más general se considerará que el vapor, se enfría (debido a un sobrecalentamiento), se condensa y se subenfria.

De lo anterior que pueden resultar 3 casos particulares y son los siguientes:

- Enfriamiento (o de sobrecalentamiento) y condensación.
- Condensación y subenfriamiento.
- Condensación.

Cuando el diseño que se presente, esté dentro de los tres últimos casos se harán las consideraciones que sean convenientes : sobre el caso general.

a) Carga térmica transferida.

Calor de sobrecal. = $Q_E = WC_{pV} (T_1 - T_2)$ donde $T_1 > T_2$

Calor por cond. = $Q_C = W\lambda$

Calor por subenf. = $Q_S = WC_{pL} (T_2 - T_3)$ donde $T_2 > T_3$

Donde:

W = Gasto masa del vapor (lb/hr).

C_{pV} y C_{pL} = Valor esp. del vapor y del condensado, respectivamente. (BTU/lb °F).

λ = Calor latente de condensación @ T_2 y P_{op} . (BTU/lb).

por lo que la carga térmica total.

$Q_T = Q_E + Q_C + Q_S$.

b) Cálculo de la cantidad de medio de enfriamiento requerida (*).

$$W = \frac{Q_T}{C_{pf} \times (t_4 - t_1)} \quad \text{cond. } t_4 > t_1$$

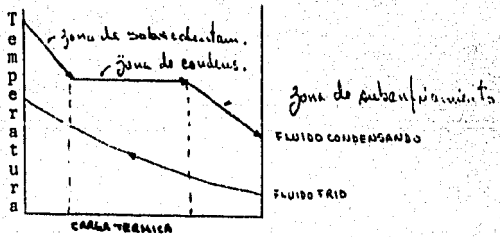
Donde t_4 = temp. de salida del medio de enfriamiento (°F)
 t_1 = temp. de entrada del medio de enfriamiento (°F)
 C_{pf} = calor específico del medio de enfriamiento (BTU/lb°F)

(*) Cuando se conoce la cantidad de medio de enfriamiento.

$$Q_M = C_{pf} W (t_4 - t_1) \quad \text{Condición } Q_T = Q_M.$$

c) Cálculo de la LMTD balanceada

- Para arreglo. 1 - 1 (en contra-corriente).



+ Para zona de sobrecalentamiento

$$\Delta T_E = \frac{\Delta T_4 - \Delta T_3}{\ln \frac{\Delta T_4}{\Delta T_3}} \quad \text{Donde } \Delta T_4 = T_1 - t_4$$

$$\text{en } \frac{\Delta T_3}{\Delta T_2} \quad \Delta T_3 = T_2 - t_3$$

t_3 puede ser estimada como.

$$t_3 = t_1 + \frac{Q_C + Q_S}{C_{pf} W}$$

+ Zona de condensación

$$\Delta T_C = \frac{\Delta T_3 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_3}{\Delta T_2}}$$

t_2 puede ser estimada como

$$t_2 = t_1 + \frac{Q_s}{C_{pf} W}$$

+ Zona de subenfriamiento

$$\Delta T_s = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\text{en } \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Por lo que ΔT balanceada es

$$\Delta T_{\text{balanc.}} = \frac{Q_T}{\sum \frac{Q_i}{(\Delta T)_i}} = \frac{Q_T}{\frac{Q_E}{(\Delta T)_E} + \frac{Q_C}{(\Delta T)_C} + \frac{Q_S}{(\Delta T)_S}}$$

d) Estimación del coef. global de transf. (supuesto).

- Estimar los U_{D_s} para cada zona.

$(U_{D_s})_E$ para sobrecal.

$(U_{D_s})_C$ para condensación.

$(U_{D_s})_S$ para subenfriam.

U_{D_s} a considerar.

$$U_{D_s} = \frac{Q_T}{\frac{Q_E}{(U_{D_s})_E} + \frac{Q_C}{(U_{D_s})_C} + \frac{Q_S}{(U_{D_s})_S}}$$

e) Estimación del área y tubos necesarios:

$$A = \frac{Q_T}{U_{D_s} \times (\Delta T)_{\text{bal}}}$$

$$N_T = \frac{A}{a'' \times L}$$

donde

A = área requerida. (ft²)

a" = área/long. de tablas con el diam. ext. de tubos.

L = longitud de tubos proporcionada (o considerada).

con No. de tubos, No. de pasos, diam. de tubos, pitch y arreglo determinar el diam. int. de la envolvente.

f) Determinación del coef. global de transf. de calor.

1) Para condensación en tubos verticales y horizontales.

• Zona de sobrecalentamiento.

- suponer un 1/3 de long. para enfriamiento (Checar al último - si es correcta la suposición).

$$a_t = \frac{a_t^1 N_t}{144 \times n}$$

Donde a¹_t = factor dado por el calibre (BWG) de tubos.

N_t = número de tubos.

n = número de pasos.

- Masa velocidad

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

- Velocidad

$$V = \frac{G_t}{\text{vapor} \times 60}$$

NOTA: Las propiedades (ρ, μ, k y C_p) deben ser consideradas a la temp. media del vapor de sobrecalentamiento (

$$T_{\text{prom.}} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

- No. de Reynolds

$$Re_{t_s} = \frac{G_t \times d_i}{12 \times \mu}$$

donde d_i = diam. int. del tubo (in)

- Determinar J^H .

De la fig. N° 24 con el $R_{e_{ts}}$ (2)

- Determinar h_i

$$h_i = J^H \times \frac{k}{d_i} \times 12 \left(\frac{C_p \mu}{K} \right)^{1/3}$$

- Corrección de coef.

$$h_{io_E} = h_i \times \frac{d_i}{d_o} \quad \text{donde } d_o = \text{diam. ext. del tubo (in.)}$$

- Coeficiente total limpio U_{C_s} de sobrecalentamiento.

$$U_{CE} = \frac{h_{io_E} \times h_o}{h_{io_E} + h_o}$$

Donde h_o = coef. de película por lado de envolvente (Para poder estimar este coef. se hará uso de la memoria de cálculo del método Bell. Véase manual de cálculo para cambiadores de una sola fase).

- Area limpia necesaria para el desobrecalentamiento.

$$A_E = \frac{Q_E}{U_{CE} (AT)_E}$$

• Zona de condensación.

Los primeros tres pasos se considerarán, tan solo para cuando la viscosidad de condensado sea mayor de 1.0 cp. Para caso contrario se tomará la temp. de condensación (T_2) y a ésta se evaluarán las propiedades.

- Supóngase h_{io} y longitud (este valor se debe comparar con en donde se efectúa la condensación el calculado y la diferencia de estos valores no debe ser grande).

- Cálculo de la temp. de pared

$$t_w = t_a + \frac{h_{i0}}{h_{i0} + h_o} (T_v - t_a)$$

donde $t_a = \frac{\text{temp. ent. agua}^* + \text{temp. salida de agua}^*}{2}$

$h_o = \text{coef. calculado en la anterior zona.}$

(*) correspondiente a la zona de condensación.

- Cálculo de la temp. de la película.

$$t_f = \frac{t_w + T_v}{2} \quad \text{donde } T_v = \text{temp. de vapor.}$$

- Estimar propiedades t_f o T_v (Según el caso)

- Cálculo para tubos verticales *Para tubos horizontales.

$$G' = \frac{W}{\pi N_t D_i} \quad G'' = \frac{W}{0.5 L N_t}$$

- Cálculo de $Re_t = \frac{4 G'}{M_f}$ (Solo para posición vertical)

- Cálculo de coeficiente (Solo para posición vertical)

Con Re_t de gráfica N^o 11 hallar.

$$h_i = \left(\frac{\mu_f^2}{\rho_f^2 k_f^3 g} \right)^{-1/3} \times (1.5) \left(\frac{4G}{\mu_f} \right) \quad \text{Eq. (2)}$$

Donde $x = \text{valor obtenido de gráfica}$

$g = \text{aceleración de gravedad} = 4.17 \times 10^8 \frac{\text{ft}}{\text{hr}^2}$

* Para tubos horizontales ver gráfica N^o 12.9, op. cit.

- Corrección del coeficiente individual

$$h_{i0c} = h_i \times \frac{d_i}{d_o} \quad (\text{Comparar este valor con el supuesto si el caso lo requiere}).$$

- Coeficiente total limpio U_{CC} de condensación.

$$U_{CC} = \frac{h_{ioC} \times h_o}{h_{ioC} + h_o} \quad \text{Donde } h_o = \text{coef. ind. de película de lado de envoltente calculado por método Bell.}$$

- Superficie limpia necesaria para condensación.

$$A_t = \frac{Q_c}{U_{CC} (AT)_C}$$

• Zona de subenfriamiento.

- Cálculo de $a_t = \frac{a'_t N_t}{144 \times n}$

- Suponer un $\frac{1}{2}$ de long. para el subenfriamiento

- Cálculo de $G_t = \frac{W}{a_t}$

- Velocidad $v = \frac{G_t}{3600 \times L}$

NOTA: Las propiedades (μ , C_p , ρ y k) deben ser evaluadas a la temperatura promedio en esta zona, siempre y cuando la viscosidad del condensado no sea mayor de 1. cp., en este caso se tendrá que

✓ suponer un h_{io}

✓ calcular t_w

✓ calcular t_f

✓ obtener las props. a t_f . (Obsérvese que es condensado).

✓ comparar el valor de h_{io} supuesto y el calculado. (Los valores de estos dos coeficientes deben ser cercanos para ser satisfactorio el cálculo, si no desarrollar el método de prueba y error hasta obtener una diferencia satisfactoria).

- Cálculo de $N_{Re} = \frac{G_t \times d_i}{12 \times \mu}$

- Determinar J^H de gráficas (con N_{Re})

- Cálculo de $hio_s = J^H \times 12 \times \frac{k}{d_i} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \times \frac{d_i}{do}$

- Coeficiente total limpio de subenfriamiento.

$$U_{Cs} = \frac{hio_s \times ho}{hio_s + ho}$$

Donde ho = coef. ind. de película lado de envolvente calculado por método Bell.

- Area limpia necesaria para el subenfriamiento.

$$A_s = \frac{Q_s}{U_{Cs} (\Delta T)_s}$$

- + Cálculo de $\%$ de long. para, enf. y cond. y subenfriamiento

$$\% \text{ long } i = \frac{A_i}{A_E + A_C + A_s} \times 100$$

- Area limpia total.

$$A = A_B + A_C + A_s$$

- Coeficiente limpio total balanceado.

$$U_C = \frac{U_{Ci} A_i}{A_i} = \frac{U_{Ce} \times A_B + U_{Cc} \times A_C + U_{Cs} \times A_s}{A}$$

- Coeficientes total de transferencia de calor.

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_C} + R_{d\text{total}}}$$

- Factor sobre diseño.

$$\left(\frac{U_D}{U_{Ds}} - 1 \right) \times 100 \geq \underline{+ 10\%} \quad (\text{sin pasar } 0\%)$$

g) Cálculo de Caídas de Presión.

- Para zona de sobrecalentamiento.

$$\Delta P_E = \frac{f G^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_i \times Sgr. \cdot \emptyset}$$

NOTA: Para calcular estas caídas de presión, debe tomarse solo las condiciones de esta zona, así como, la longitud considerada donde se efectúa esta operación.

- Para zona de condensación.

$$\Delta P_C = \frac{1 \cdot G^2 L n}{2 \cdot 5.22 \times 10^{10} \times D_i \times Sgr. \times \emptyset \cdot t.}$$

NOTA: Igual consideración que la anterior.

- + Para zona de subenfriamiento.

$$\Delta P_S = \frac{f G^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_i \times Sgr. \times \emptyset \cdot t.}$$

NOTA: Consideraciones igual que la anterior.

- Caídas de presión total.

$$\Delta P_T = \Delta P_E + \Delta P_C + \Delta P_S$$

NOTA: La ΔP_T no debe ser mayor que la permitida por este lado.

DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURAS EN PRESENCIA
DE CONDENSACION DE MEZCLAS.

En donde los fluidos cuyo comportamiento no es lineal, como es el caso de la condensación o vaporización de mezclas, el cálculo del potencial térmico implica la determinación de una At ponderada, que considera la división del cálculo en diferentes zonas del intercambiador de acuerdo al fenómeno que se presente.

Para ello se requiere de una curva de liberación de calor en la que se representa la variación de la temperatura con respecto a la carga térmica de ambos fluidos, como la mostrada en la figura 1. Esta curva sirve para determinar el número de zonas en las cuales va a estar dividido el cálculo de la At de la misma forma en la cual se calcula el caso general presentado en el inciso (c), con la salvedad de que la curva de liberación de calor de mezclas es de naturaleza experimental y el número de intervalos requerido para calcular las At's depende de la forma adoptada por ésta, ya sea cóncava o convexa, porque se requiere que cada intervalo de la curva sea lo más próximo posible a una línea recta. Por lo tanto:

$$AT_{pond.} = \frac{Q_T}{UA_i} = \frac{Q_T}{Q_i/LMTD_i}$$

NOTA: El cálculo para los coeficientes individuales de transferencia se hace de la misma manera que el anterior.

CALCULO DEL DISEÑO MECANICO DE UN CAMBIADOR DE CALOR.

I.- Para cabezal flotante tipo "S" y "T".

1.- Placa de choque

- Suponer D_{boq} (pulg) (D_{boq} B - espaciamento entre mamparas) - Cálculo de la velocidad.

$$v_f = \frac{W \times 144}{.785 \times f \times 3600 \times (D_{boq})^2}$$

USAR PLACA

- a) Si $p_f \times v_f^2 \geq 1500$ (Para fluidos limpios, no corrosivos, no abrasivos y en una sola fase).
- b) Si $p_f \times v_f^2 \geq 500$ (Para otros fluidos, incluyendo líquidos en punto de ebullición).
- c) Si $p_f \times v_f^2 \geq 4000$ (Para gases, vapores o mezclas liq-vapor).

2.- Diseño del cabezal flotante.

(A-1).- Dimensionamiento del cabezal tipo "S".

a) Diámetro externo del espejo.

$$D_{eE} = D_s - 2c$$

D_s = Diámetro interior de la envolvente

c = claro necesario para remover libremente el haz de tubos normalmente 1/8"

b) Diámetro macho del espejo.

$$D_{mE} = D_{eE} - 2N - 2K$$

Donde K^* = Separación mínima para el acoplamiento de la brida y el espejo = $1/16''$

N = Ancho del empaque mínimo marcado por Tema.

$3/8''$ para diámetros nominales hasta de $23''$.

$1/2''$ para diámetros mayores de $23''$.

c) Diámetro límite de tubos real

$$D_{otl} = D_{mE} - 2 K_m$$

K_m = Distancia mínima entre un barreno y el límite de la pieza más cercana a este = $1/16''$.

d) Diámetro interior de la brida.

$$D_{ib} = D_{mE} + 2K$$

e) Diámetro hembra de la brida.

$$D_{hb} = D_{oE} + 2K$$

f) Diámetro entre centros del barreno.

$$D_{cb} = D_{hb} + 2K_m + D_B$$

Donde D_B = Diámetro de Barreno = Diam. perno + tolerancia (D_p)

D_p

tolerancia.

$5/8''$ a $1''$

$1/16''$

$1-1/8''$ y mayores

$1/8''$

g) Diámetro exterior de la brida.

$$D_{eb} = D_{cb} + 2 E.$$

E = Distancia del centro al exterior de la brida determinada en la tabla N° 7, REF. (22).

h) Diámetro interior del cabezal de retorno.

$$D_{i_c} = D_{e_b} + 2c \quad \text{Donde } c = 1/8''$$

(A-2).- Cabezal flotante tipo "T".

a) Diámetro exterior del espejo.

$$D_{e_E} = D_s - 2c \quad \text{Donde } c = 1/8''$$

b) Diámetro macho del espejo.

$$D_{m_E} = D_{e_E} - 2E - D_B - 2K_m - 4K - 2N_o$$

c) Diámetro interior de la brida.

$$D_{i_b} = D_{m_E} + 2K.$$

d) Diámetro límite de tubos Dot1

$$Dot1 = D_{m_E} - 2K_m$$

B.- ANCHO DEL EMPAQUE.

a) Diámetro exterior del empaque D_{e_e}

$$D_{e_e} = D_{i_e} \left(\frac{Y - P_{d_t} m}{Y - P_{d_t} (m+1)} \right)^{1/2}$$

Donde D_{i_e} = Diámetro interior del empaque.

Y = Esfuerzo de asentamiento del empaque.

m = Factor de asentamiento.

P_{d_t} = Presión diseño de tubos.

Los valores de Y y m se obtienen de la tabla siguiente:

b) Ancho del empaque.

$$N_c = \frac{D_{e_e} - D_{i_e}}{2} =$$

Si N_e es menor que el valor mínimo especificado por TEMA (N) girará el especificado por este código.

C.- TAPA DEL CABEZAL FLOTANTE.

a) Espesor para tapa abombadas.

$$t = \frac{5 \times P_{dt} \times L}{6 S}$$

Donde $L = B/1.6$ y $B =$ Diámetro interior de la brida.

$S =$ Esfuerzo máximo permisible del material de construcción.

(b,c y d) Para otro tipo de tapas toriesféricas y semielípticas) y chequeo por presión externa. Ver anexo.

e) Espesor total = $t_{ta} = t + 2 C_r$

Donde C_r TEMA "R" - 1/8"
TEMA "B" - 1/16"
TEMA "C" - 1/16"

D.- NUMERO DE PERNOS DEL CABEZAL FLOTANTE.

a) Diámetro medio del empaque.

$$G = D_{e0} - 2b$$

Donde $b =$ ancho efectivo del asentamiento del empaque.

Si $b_0 = N/2 \leq 1/4 \Rightarrow b = b_0$.

y $b_0 = \frac{N}{2} > 1/4 \Rightarrow b = \frac{b_0}{2}$

b) Carga de asentamiento del empaque.

$$W_{m2} = b \cdot \pi \cdot G \cdot Y$$

c) Carga de los pernos para condiciones de operación.

$$W_{m1} = H_p + H$$

Donde H_p = Carga para mantener sellada la junta durante la operación del equipo.

$$= 2 b \times \pi \times G \times m \times P_{dt}$$

H = Fuerza de separación inducida por presión externa.

$$= 0.785 \times G^2 \times P_{dt}$$

d) Area necesaria de pernos.

$$\text{La mayor de } A_m = W_{m2} / S_{fa}$$

$$\text{o } A_m = W_{m1} / S_{fb}$$

S_{fa} = Esf. permisible del material de pernos a temp. de operación.

S_{fb} = Esf. permisible del material de pernos a temp. ambiente.

e) Número mínimo de pernos.

$$N_p = A_m / A_p$$

Donde A_p = Area transversal del perno = $0.785 D_p^2$

El número de pernos debe ser múltiplo de 4.

f) Espaciamiento máximo entre pernos.

$$B_{mx} = 2 d_p + \frac{6 \times T}{m + 0.5}$$

Donde d_p = diámetro del perno.

T = espesor del espejo.

g) Espaciamiento real entre perno.

$$B_{real} = \frac{D_{ee}}{N_p}$$

h) Revisión del ancho efectivo de asentamiento del empaque.

$$N_r = \frac{A_b \times S_{f_a}}{2 \sqrt{W} \sqrt{G}} = N_r = \text{ancho expuesto del empaque.}$$

$$A_b = \text{área real de aparcamiento} = N_p \times A_p$$

El valor de $N_r < N$

E.- Cálculo del espesor de la brida.

a) Momento debido a carga de los pernos.

$$M_a = w h_g$$

$$\text{Donde } w = \text{carga de los pernos} = A_b \times S_{f_a}$$

$$h_g = \text{Brazo del momento} = 0.5 (D_{c_b} - G).$$

$$J = \frac{M_a}{S \times D_{i_b}} \left[\frac{D_{e_b} + D_{i_b}}{D_{e_b} - D_{i_b}} \right]$$

$$F = \frac{P_{d_t} \times D_{i_b}}{8 S} \left[\frac{(4L^2 - D_{i_b}^2)}{D_{i_b} - D_{i_b}^2} \right]^{1/2}$$

Donde S = esfuerzo máximo permisible de material de la brida.

$$t_b = F + (F^2 + J)^{1/2}$$

f) Espesor total de la brida.

$$t_{t_b} = t_b + E_{c_r} + C_r.$$

Donde E_{c_r} = Espesor de cara realizado = 3/16" min.

g) Determinación del momento correctivo.

$$- D_1 = (L + t/2)^2 - D_{i_b}/2)^2 \quad 1/2$$

$$- D_2 = (L + t)^2 - (D_{i_b}/2 - 1/8)^2 \quad 1/2$$

$$- D_r = D_2 - D_1$$

$$- X = D_r + 1/8$$

$$- S_{e_n} B_1 = \frac{D_{i_b}}{2(1 + t/2)} \quad \text{donde B en grados.}$$

$$- H_r = H_d \cot. B_1$$

Donde H_d = fuerza hidrostática = $0.785 \cdot D_{1b}^2 \times P_{dt}$

$$- h_r = \frac{t_{tb}}{2-x}$$

$$M_r = H_r \times h_r \quad \text{y} \quad M_d = H_d \times h_d \quad \text{donde} \quad h_d = 0.5 (D_{cb} - D_{1b})$$

Condición $M_d - M_r \leq M_a$.

Si no es así se incrementa M_r , incrementando t_{tb} hasta cumplir la condición.

F.- ESPESOR DE LA CONTRABRIDA DEL CABEZAL FLOTANTE.

$$t_{cb} = T - (2 E_{c_r} - E_{e_c} + C_m) + D.$$

Donde E_{e_c} = Espacio ocupado por el empaque al ser comprimido
= .1/16".

C_m = Claro mínimo para el acoplamiento de las bridas.
= 1/16".

$$D = D_p + 7/16"$$

T = Espesor del espejo.

3.- ESPESOR DE LOS ESPEJOS.

a) Por flexión.

$$T = \frac{F G}{2} \left(\frac{P}{S} \right)^{1/2}$$

Donde F = 1.0 para espejos estacionarios y cabezal flotante.

= 1.25 para espejos estacionarios con tubos en U.

P = Presión de diseño (La mayor del cual quiera de los dos lados.)

b) Por esfuerzo cortante.

$$T = \frac{0.31 D_L}{(1 - d_o/p)} \left(\frac{P}{S} \right)$$

D_L = diámetro equivalente del perímetro que une los centros de los tubos exteriores. = $4 A/C_T$

C_T = Perímetro de los tubos externos = $(D_o1 - 1) \times \pi$

A = Arca total dentro del perímetro = $(D_o1 - 1)^2 \times .785$

d_o = diámetro externo de tubos.

p = pitch. y P_r = Profundidad de la ranura de la placa divisoria.

Espesor total de espejo = $T_t = T + P_r + C_r$

4.- ESPESOR DE LA ENVOLVENTE.

$$t_c = \frac{P_{de} \times R_i}{SE_j - 0.6 P_{de}} + C_r$$

P_{de} = Presión de diseño envolvente.

R_i = Radio int. de la envolvente $D_s/2$.

S = Esf. max. permisible del material.

E_j = Eficiencia de la junta por soldadera.

E_j

0.7 - 0.8 sin radiografía

0.8 - 0.9 radiografiado por puntos

0.9 - 1.0 radiografiado total.

El espesor de la envolvente no deberá ser menor que el especificado por tema.

5.- ESPESOR DEL CARRETE.

$$t_r = \frac{P_{dt} \times R_i}{SE_j - 0.6 P_{dt}} + C_r$$

6.- TAPA DE CABEZAL.

a) Tapa toriesférica.

$$T_{te} = \frac{0.885 \times P_{de} \times L}{SE_j - 0.1 (P_d)} + C_r \quad \text{Donde } L = D_{ic} \text{ (Bonete)}$$

b) Tapa semielíptica.

$$t_t = \frac{K \times P_d \times D_{ic}}{2(E_j)S - 0.2 (P_d)} + C_r \quad K = 1 \text{ para } \frac{D}{2h} = 2$$

7.- TAPA DE CABEZAL DE ENTRADA.

Para tema AES plana.

$$t_p = G \times F \sqrt{\frac{.352 \times P_{dt}}{S}}$$

Espeor total $T_{pt} = t_p + 3/16" + C_r$

8.- Para - Mamparas y placas de soporte.

- Tirantes o tensores.
- Placas de partición y de paso.

Ver TEMA según tipo (R, C y B) (14)

9.- Para bridas exteriores de cabezal de retorno, cabezal de entrada y espejo fijo - consultar la correspondiente tabla del Taylor-Forge, Inc.

10.- Boquillas de lado de tubos.

$$D_b = \left(\frac{W}{0.785 \times v_f \times 3600} \right)^{1/2} \times 12$$

BIBLIOGRAFIA

- (1) Van Winkle, Matthew.- "DISTILLATION".
Mc Graw-Hill Chem. Eng. Series, N. Y. 1967.
- (2) Kern, Donald Q.- "PROCESS HEAT TRANSFER".
Mc Graw-Hill Co. Kogakusha, Ltd. 1950.
- (3) Ludwig, Ernest E.- "APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND
PETROCHEMICAL PLANTS/ Vol. 1."
Gulf Publishing Co. Houston, Texas 1964.
- (4) International H.P.- "WORLD-WIDE HPI Construction Boxscore".
Gulf Publishing Co. Houston, Texas. Feb. 1979.
- (5) Edmister, Wayne C.- "APPLIED HYDROCARBON THERMODYNAMICS/ Vol. 1"
Gulf Publishing Co. Houston, Texas 1961.
- (6) Guthrie, Kenneth M.- "PROCESS PLANT ESTIMATING, EVALUATION AND
CONTROL".
Craftsman Book Co. of America. San Francisco 1974.
- (7) Ortega M., Rolfo.- "ECONOMIA INDUSTRIAL".
ESIME, IPN, México, D. F. 1965.
- (8) "CONTRIBUCION DEL IMP A LA INGENIERIA DE PROYECTO".
Revista IMIQ, Sept. - Oct., 1978.
- (9) "BOLETIN MENSUAL DE INFORMACION ECONOMICA".
Secretaría de Programación y Presupuesto. México, D.F. Feb. 1979.
- (10) Serie Información Económica.- "INDICADORES ECONOMICOS".
Banco de México. México, D. F. Dic. 1978.
- (11) Chilton, Cecil H.- "COST ENGINEERING IN THE PROCESS INDUSTRIES".
Mc Graw-Hill Book Co. N. Y. 1960.

- (12) Crane.- "FLOW OF FLUIDS".
Crane Co. Engineering Div. N. Y. 1969.
- (13) RASE AND BARROW.- "PROJECT ENGINEERING OF PROCESS PLANTS".
John Wiley & Sons, Inc. N. Y. 1968.
- (14) "STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION".
TEMA 6th. Edition. N. Y. 1978.
- (15) ASME CODE, SECTION VIII, DIV. 1.- "PRESSURE VESSELS".
The American Society of Mechanical Engineers. N. Y. 1977.
- (16) "HIDROCARBUROS".
Revista IMIQ. Marzo - 1976.
- (17) "PETROQUIMICA EN MEXICO".
Boletín especial con motivo del II Congreso Latinoamericano de
Petroquímica. ANIQ, IMP, IMIQ. Nov. - 1978.
- (18) Peters & Timmerhans.- "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMI-
CAL ENGINEERS".
Mc. Graw Hill Co. Kogakusha, Ltd. 1968.
- (19) Compafia Glitsch, "Ballast Tray Towers".
- (20) Memoria de Labores de PEMEX, 1978.
- (21) Perry & Chilton.- "CHEMICAL ENGINEERING HANDBOOK", 5th Ed. -
N. Y. 1974.
- (22) Herrera Figueroa, Jorge A.- "CURSO DE DISEÑO DE EQUIPO", IPN,
México, D. F. 1975.
- (23) Berman, Herbert L.- "FIRED HEATERS", Chem. Eng. June 19, July
31, August 14 & September 11, 1978.