

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

T E S I S

"ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA DESHIDRATADORA DE
PETROLEO CRUDO"

MARIA DEBORA VALERIO FLORES

INGENIERO QUIMICO

1983



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.
I. INTRODUCCION.	1
II. DESCRIPCION DEL PROCESO DE DESHIDRATAACION DE CRUDO DIAGRAMA DE FLUJO - BALANCE DE MATERIA	5
III. EQUIPO REQUERIDO, ESPECIFICACIONES GENERALES Y PLANO DE LOCALIZACION DE EQUIPO.	19
IV. ESTIMADO DE INVERSION.	55
V. PROGRAMA DE INGENIERIA Y CONSTRUCCION.	76
VI. CONCLUSIONES	78
VII. BIBLIOGRAFIA.	81

INDICE DE FIGURAS.

1	PLANO DE LOCALIZACION GEOGRAFICA DE LA PLANTA	4
2	DIAGRAMA DE BLOQUES	Cap. II
3	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	Cap. II
4	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION	Cap. II
5	PLANO DE LOCALIZACION DE EQUIPO	Cap. III
6	PROGRAMA DE INGENIERIA Y CONSTRUCCION	Cap. V

INDICE DE TABLAS.

1	CARACTERISTICAS DE VISCOSIDAD Y GRAVEDAD ESPECIFICA DEL PETROLEO CRUDO 32 API	10
2	RESUMEN GENERAL DEL BALANCE DE MATERIA	18
4	GUIA DE INFORMACION PARA LA ESTIMACION DE COSTOS	57a
5	RESUMEN GENERAL DEL COSTO DE INVERSION	75
3	DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS	20a

CAPITULO I

INTRODUCCION

I.1 Necesidad de la deshidratación y justificación del tema.

Deshidratación es un término aplicado al proceso que sirve para eliminar agua de cualquier otro componente, en este caso será de petróleo crudo, arrastrando con ella sales (principalmente cloruros de sodio y magnesio) además sólidos en suspensión, reduciendo de esta manera la excesiva corrosión en los equipos de destilación o calentamiento y en los equipos de transporte de crudo (tubería y bombas), con lo que se ve incrementada la capacidad al reducir la caída de presión y mejorar la transferencia de calor. Al reducir la corrosión también se pueden reducir los tiempos muertos por mantenimiento.

La mayoría de los contaminantes del petróleo crudo se generan en el momento de la producción siendo estos generalmente agua y sales, sólidos y arena por lo tanto el eliminar todas estas impurezas es esencial para mantener

la capacidad de diseño de las plantas y reducir los costos de energeticos para el transporte.

La deshidratación deberá por lo tanto, ser una de los principales etapas por las que pase el petróleo crudo antes de llegar a la refinación y/o venta.

La deshidratación se convierte en parte necesaria de la rutina de producción en casi todos los productos del petróleo crudo. El problema de la deshidratación es característica de los periodos posteriores de productividad, en la extracción, cuando la presión del gas y el abastecimiento de crudo esta disminuyendo, cuando la corrosión de las tuberías de ademe aumenta, provocando la filtración de agua y sales.

Cuando el agua ocupa una porción de espacio poroso del estrato productor de crudo, no queda otra alternativa que sacar agua con él.

La mayoría de los compradores de petróleo crudo requieren un porcentaje de agua y sólidos suspendidos en el crudo que se reduzca a menos del 2%.

Por lo anterior es intencion de este trabajo tratar de desarrollar un anteproyecto para la instalacion de una planta de deshidratacion de petroleo crudo en la zona de Tabasco, ya que es donde se efectua la mayor actividad de explotacion de petroleo, y dado que en un futuro no muy lejano, las cantidades de agua en el petroleo seran mayores, se hara necesaria la deshidratacion en mayor grado.

CAPITULO III

DESCRIPCION DEL PROCESO DESHIDRATAACION DE CRUDO Y DIAGRAMA DE FLUJO.

II.1 Descripción de proceso.

El proceso de deshidratación, para este estudio, consiste en pasar un campo electrostático a través de la emulsión agua - petróleo. Las pequeñas gotas de agua dispersas en el petróleo, se unen para formar agregados más grandes que se asientan rápidamente por acción de la gravedad.

En este proceso la emulsión, por lo general se calienta para reducir la viscosidad y facilitar el asentamiento variando la temperatura de 50 ° C a un rango entre 80 y 85 ° C.

Comunmente a estas temperaturas la viscosidad del aceite se reduce, la tensión entre las fases agua - aceite disminuye y la diferencia de densidades aumenta.

El descubrimiento del proceso eléctrico de deshidratación se atribuye a F.G. Cotteall que asociado con H.B. Speed y A. Whight obtuvieron patentes de los trabajos experimentales en la Universidad de California. Dichas patentes fueron adquiridas por la Petroleum Rectifying Co. (PETREGO), Compañía que ha desarrollado el siguiente proceso; Según el "Diagrama de flujo de proceso", fig. no. 1:

- a) el petróleo crudo que sale del pozo es primero separado del gas asociado;
- b) enviado a la planta de deshidratación, el petróleo llega a un tanque separador, para que por decantación el agua que no esta emulsificada sea eliminada;
- c) la emulsión petróleo crudo - agua es enviada a una deshidratadora electrostática agregando, previamente, reactivos químicos para ayudar a la desemulsificación, inhibir la corrosión, inhibir las incrustaciones, etc.;
- d) una vez en la deshidratadora el crudo es sometido a un campo electrostático el cual se logra con pequeñas láminas metálicas por las que se hace pa-

sar una corriente eléctrica creando una polaridad y una vez que las gotas de agua tienden a acercarse hacia ellas, la polaridad se invierte con lo que se logra que empiecen a vibrar y a coalescerse unas con otras hasta obtener un tamaño de partícula lo suficientemente grande como para que precipiten y sean drenados, por supuesto arrastran sales y algo de petróleo por lo cual es enviada esta agua salada a la red general de tratamiento de aguas.

e) antes que la emulsión de petróleo - agua entre a la deshidratadora electrostática se le agrega agua limpia (agua de lavado) para crear una solución capaz de arrastrar toda la sal y sólidos en suspensión que contiene el petróleo crudo.

Esta agua de lavado debe entrar a la temperatura de deshidratación por lo que para calentarla es factible utilizar el agua salada que sale de la deshidratadora con lo que se eleva la temperatura del agua de lavado hasta 2 o 3 grados abajo de la de deshidratación;

f) el crudo deshidratado es utilizado para calentar

el crudo hidratado que deberá entrar a la deshidratadora. Para lograr la temperatura deseada, es necesario elevar la temperatura del crudo deshidratado con lo que se utilizan calentadores de fuego directo;

g) una vez que el crudo deshidratado sale de los cambiadores de calor es enfriado para obtener la temperatura de almacenamiento. El agua de enfriamiento utilizada es la de la red general de agua de servicios.

II.2 Bases de diseño.

Debido a que la zona sur de la República Mexicana es prioritaria para la explotación del petróleo y siendo que es donde se encuentran la mayoría de los pozos mas productivos, se ubicará la planta (anteproyecto) cerca de esta área. Por lo anterior, el lugar escogido (ver figura no. 2) será Cd. Cárdenas, Tabasco zona estratégicamente céntrica que puede re-

cibir tanto petróleo terrestre como marino. Dicha zona tiene las siguientes características ambientales:

- temperatura ambiente promedio 40 ° C
- vientos dominantes Noroeste
- clima tropical, húmedo

BASES DE DISEÑO PARA EL ANTEPROYECTO.

Capacidad	100,000 BPD
Temperatura de entrada crudo hidratado	35 ° C (95 ° F) invierno.
	42 ° C (107.6 ° F) verano.
Temperatura del crudo deshidratado para almacenamiento	35 ° C (95 ° F)
Presión de deshidratación	100 psig.
Temperatura de deshidratación	60 ° C (148 ° F)
Presión de vapor	(8.2 lb/in ²) 0.55 kg/cm ²
Concentración de entrada de NaCl.	970 lb/1000 bl. (PTB)
Azufre total	1.6 % peso
Parafina total @ -15 ° C	5.16 % peso
Agua y sedimento	considerado 5% en volumen.
Sólidos en suspensión (45 micras)	50 p.p.m. max.
Calidad del crudo deshidratado	0.2% agua en volumen.
	20 PTB NaCl.

Las características de Viscosidad, Gravedad Específica del petróleo crudo a diferentes temperaturas, son mostradas en la tabla no. 1

TABLA no. 1

CARACTERISTICAS DEL CRUDO 32 ° API.			
TEMPERATURA	G.ESPECIFIC.	VISCOSIDAD Cp.	DENSIDAD AGUA lb/ft ³
15°C (60°F)	0.8658	11.25	62.371
35°C (95°F)	0.8535	5.54	61.942
42°C (107°F)	0.8487	4.1	61.894
60°C (140°F)	0.8400	2.94	61.376
70°C (158°F)	0.8333	2.49	61.035
90°C (194°F)		2.1	

II.3 Balance de Materia.

Considerando que la capacidad de la planta será de 100,000 BPD estandar de crudo deshidratado, se tiene que la cantidad de crudo a manejar en el sistema será:

(*) NOTA: Condiciones estandar: Temp. 60 ° F, Presión 1 atm.

$$Q_c = 100\ 000\ \text{BPDS}$$

$$Q_{c_s} = 100\ 000\ \text{BPD} \left(1\ \text{día}/24\text{hr.} \right) \left(159\ \text{l.}/\text{bl.} \right) \left(0.0353\ \text{ft}^3/\text{l.} \right) \left(62.371\ \text{lb}/\text{ft}^3 \right) \left(0.8658\ @\ 60\ \text{F} \right)$$
$$= 1\ 262\ 876\ \text{lb}/\text{hr.}\ \text{manejadas en el sistema.}$$

La cantidad de crudo deshidratado en la línea (18) a las condiciones de salida:

$$35\ ^\circ\text{C} \ (95\ ^\circ\text{F})$$

$$Q_c = Q_{c_s} \left(\text{g.e. @ } 60\ ^\circ\text{F} / \text{g.e. @ } 95\ ^\circ\text{F} \right)$$
$$= 100\ 000 \left(0.8658 / 0.8535 \right)$$
$$= 101\ 441\ \text{BPD}$$

$$W_c = 1\ 262\ 876\ \text{lb}/\text{hr.}$$

En base a que el crudo deshidratado solo deberá contener 0.2% en volumen de agua se tiene:

$$Q_a = Q_c \left(0.002 \right)$$
$$= 101\ 441 \left(0.002 \right)$$
$$= 203\ \text{BPD}$$

$$W_a = Q_a \left(\rho_a @ 35\ ^\circ\text{C} \right)$$
$$= 203\ \text{BPD} \left(1\ \text{día}/24\ \text{hr} \right) \left(159\ \text{l.}/\text{bl.} \right) \left(0.0353\ \text{ft}^3/\text{l.} \right) \left(61.942\ \text{lb}/\text{ft}^3 \right)$$
$$= 2\ 939\ \text{lb}/\text{hr.}$$

Ahora bien, la corriente (14) de crudo deshidratado despues de ser utilizado para calentar la corriente de crudo hidratado que va a la deshidratadora tiene las siguientes condiciones:

158°F (70°C)

$$W_c = 1\ 262\ 876\ \text{lb/hr.}$$

$$W_a = 2\ 939\ \text{lb/hr.}$$

$$Q_c = Q_{c_g} \left(g.e. @ 60^\circ\text{F} / g.e. @ 158^\circ\text{F} \right)$$

$$= 100\ 000 \left(0.8658 / 0.8333 \right)$$

$$= 103\ 900\ \text{BPD}$$

$$Q_a = Q_a \left(\rho @ 95^\circ\text{F} / \rho @ 158^\circ\text{F} \right)$$

$$= 203 \left(61.942 / 61.035 \right)$$

$$= 206\ \text{BPD}$$

En la corriente (10) antes de los hornos a fuego directo se tienen las siguientes características:

60°C (140°F)

$$W_c = 1\ 262\ 876\ \text{lb/hr.}$$

$$W_a = 2\ 939\ \text{lb/hr.}$$

$$Q_c = Q_{c_g} \left(g.e. @ 60^\circ\text{F} / g.e. @ 140^\circ\text{F} \right)$$

$$= 100\ 000 \left(0.8658 / 0.8400 \right)$$

$$= 103\ 072\ \text{BPD}$$

$$\begin{aligned} Q_a &= Q_a \left(\rho @ 158 \text{ }^\circ\text{F} / \rho @ 140 \text{ }^\circ\text{F} \right) \\ &= 206 \left(61.035 / 61.376 \right) \\ &= 205 \text{ BPD} \end{aligned}$$

La corriente (07) de entrada al deshidratador esta formada por dos corrientes la (06) de crudo hidratado emulsificado y la (20) de agua de lavado.

Ahora bien la corriente (06) tiene las siguientes características:

	62 °C (143 °F)
cantidad de agua:	5% volumen
concentracion NaCl:	150 PTB

$$W_c = 1\,262\,876 \text{ lb/hr.}$$

$$\begin{aligned} Q_c &= Q_c \left(\text{g.e. @ } 60 \text{ }^\circ\text{F} / \text{g.e. @ } 143 \text{ }^\circ\text{F} \right) \\ &= 100\,000 \left(0.8658 / 0.8373 \right) \\ &= 103\,404 \text{ BPD} \end{aligned}$$

Considerando que contiene 5% en volumen de agua:

$$\begin{aligned} Q_a &= Q_c (0.05) \\ &= 103\,403 (0.05) \\ &= 5.170 \text{ BPD.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_a &= Q_a (\rho @ 143^\circ F) \\
 &= 5170 \text{ BPD } (1 \text{ dia}/24 \text{ hr.}) (159 \text{ l}/\text{bl}) (0.053 \text{ ft}^3 \\
 &\quad /\text{l.}) (61.308 \text{ lb}/\text{ft}^3) \\
 &= 74\,128 \text{ lb}/\text{hr.}
 \end{aligned}$$

La corriente (20) correspondiente a el agua de lavado tendrá las siguientes condiciones:

60 °C (140 °F)

Concentración de NaCl insignificante

% agua de lavado	conc. NaCl c. hidrat.	conc. NaCl c. deshid.	% agua en X c. hidrat.	% agua, c. deshidrat.
	conc. NaCl c. deshidrat.		conc. NaCl agua de lavado	100

$$\begin{aligned}
 &= \frac{970 \text{ PTB} - (20 \text{ PTB} \times 5)}{0.2} \\
 &= 20 \text{ PTB}/0.2 = 0.0
 \end{aligned}$$

$$= 4.70 \%$$

$$\begin{aligned}
 Q_{a_1} &= (Q_c + Q_a) (\% \text{ agua de lavado}/100) \\
 &= (103\,404 + 5\,170) (4.70/100)
 \end{aligned}$$

$$= 5\ 103\ \text{BPD}$$

$$\begin{aligned} W_{a1} &= 5\ 103\ \text{BPD} \left(1\ \text{día}/24\ \text{hr}\right) \left(150\ \text{l}/\text{lb l.}\right) \left(0.0353\right. \\ &\quad \left.\text{ft}^3/\text{l.}\right) \left(61.713\ \text{lb}/\text{ft}^3\right) \\ &= 73\ 648\ \text{lb}/\text{hr} \end{aligned}$$

Por lo tanto la corriente (07) de entrada al deshidratador será:

$$Q_c = 103\ 403\ \text{BPD}$$

$$\begin{aligned} Q_a &= Q_a + Q_{a1} \\ &= 5\ 170 + 5\ 103 \\ &= 10\ 273\ \text{BPD} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_a &= W_a + W_{a1} \\ &= 74\ 128 + 73\ 648 \\ &= 147\ 776\ \text{lb}/\text{hr.} \end{aligned}$$

La corriente (02) antes de que el crudo hidratado sea calentado, o sea a la salida de los tanques separadores, tiene las siguientes características:

35 °C a 42 °C

$$W_c = 1\ 262\ 876\ \text{lb}/\text{hr.}$$

$$W_a = 74\ 128\ \text{lb}/\text{hr.}$$

$$\begin{aligned}
Q_c &= Q_{c_g} \text{ (g.e. @ } 60^\circ \text{ F/ g.e. @ } 107^\circ \text{ F)} \\
&= 100\ 000 \text{ (} 0.8658/0.8487 \text{)} \\
&= 102\ 016 \text{ BPD}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_c &= Q_{c_g} \text{ (g.e. @ } 60^\circ \text{ F/ g.e. @ } 95^\circ \text{ F)} \\
&= 100\ 000 \text{ (} 0.8658/0.8435 \text{)} \\
&= 101\ 441 \text{ BPD}
\end{aligned}$$

Y finalmente la corriente (01) de entrada a los tanques separadores tendra las siguientes caracteristicas:

35 °C 42 °C

$$W_c = 1\ 262\ 876 \text{ lb/hr}$$

Suponiendo que vaporiza el 1% de la corriente de entrada, se tiene:

$$\begin{aligned}
Q_c &= Q_c \text{ (1.01)} \\
&= 102\ 016 \text{ (1,01)} \\
&= 103\ 034 \text{ BPD}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
W_c &= 103\ 034 \text{ BPD (1 día/24 hr.) (159 l/bl) (0.0353} \\
&\quad \text{ft}^3 \text{/l.) (0.8487) (} 62.374 \text{ lb/ft}^3 \text{)} \\
&= 1\ 275\ 556 \text{ lb/hr.}
\end{aligned}$$

La cantidad de agua que aproximadamente trae el crudo es de 30%, por lo tanto se tiene:

$$\begin{aligned} Q_a &= Q_c (0.30) \\ &= 103\ 034 (0.30) \\ &= 30\ 910 \text{ BPD} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W_a &= 30\ 910 \text{ BPD} (1 \text{ día}/24 \text{ hr}) (159 \text{ l./bl}) (0.353 \\ &\quad \text{ft}^3/\text{l.}) (61.894 \text{ lb}/\text{ft}^3) \\ &= 447\ 415 \text{ lb}/\text{hr.} \end{aligned}$$

RESUMEN BALANCE DE MATERIA

Corriente	01	02	07	20	06	10	14	18	UNID.
C. DESHID.						103 072 1 262 876	103 900 1 262 876	102 441 1 262 876	BPD lb/hr
AGUA	30 914 447 413	5 170 74 128	10 273 147 776	5 103 73 648	5 170 74 128	205 2 939	206 2 939	203 2 939	BPD lb/hr
C. HIDRAT.	103 034 1275 556	102 014 1 262 876	103 404 1 262 876		103 404 1 262 876	103 072 1 262 876			BPD lb/hr
TEMPERAT. °C	35-42	42	60	60	62	60	70	35	C

TABLA no. 2

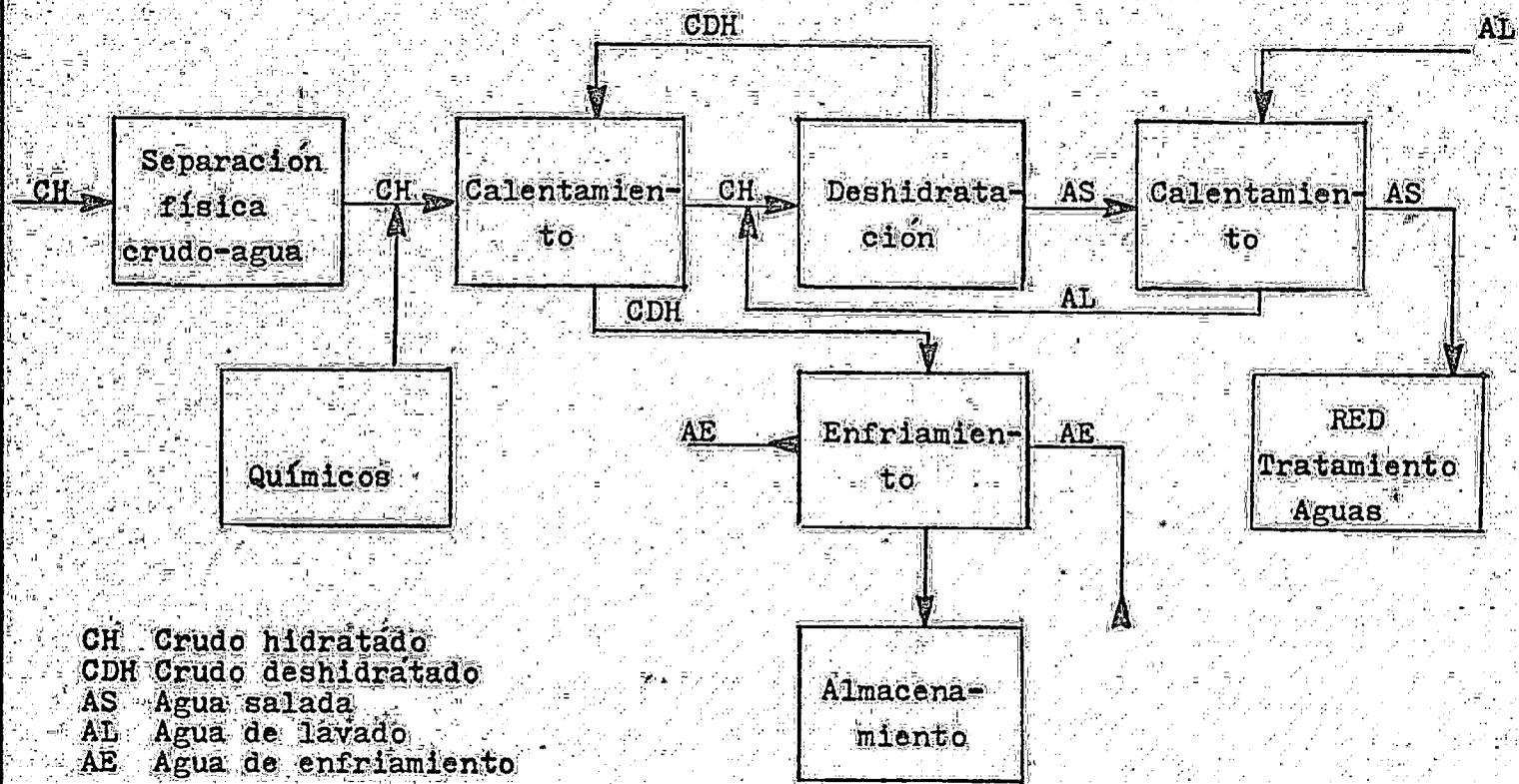
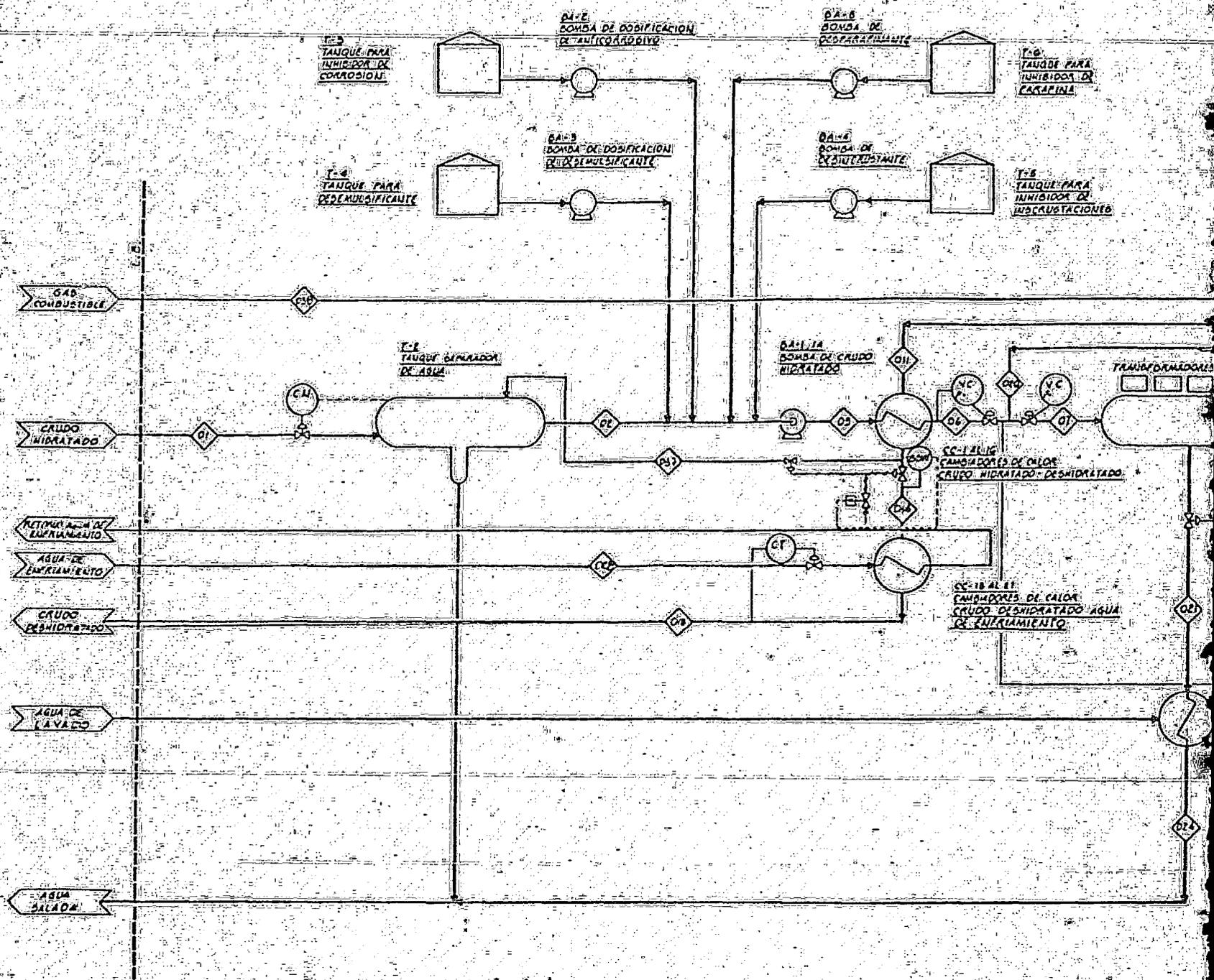


DIAGRAMA DE BLOQUES

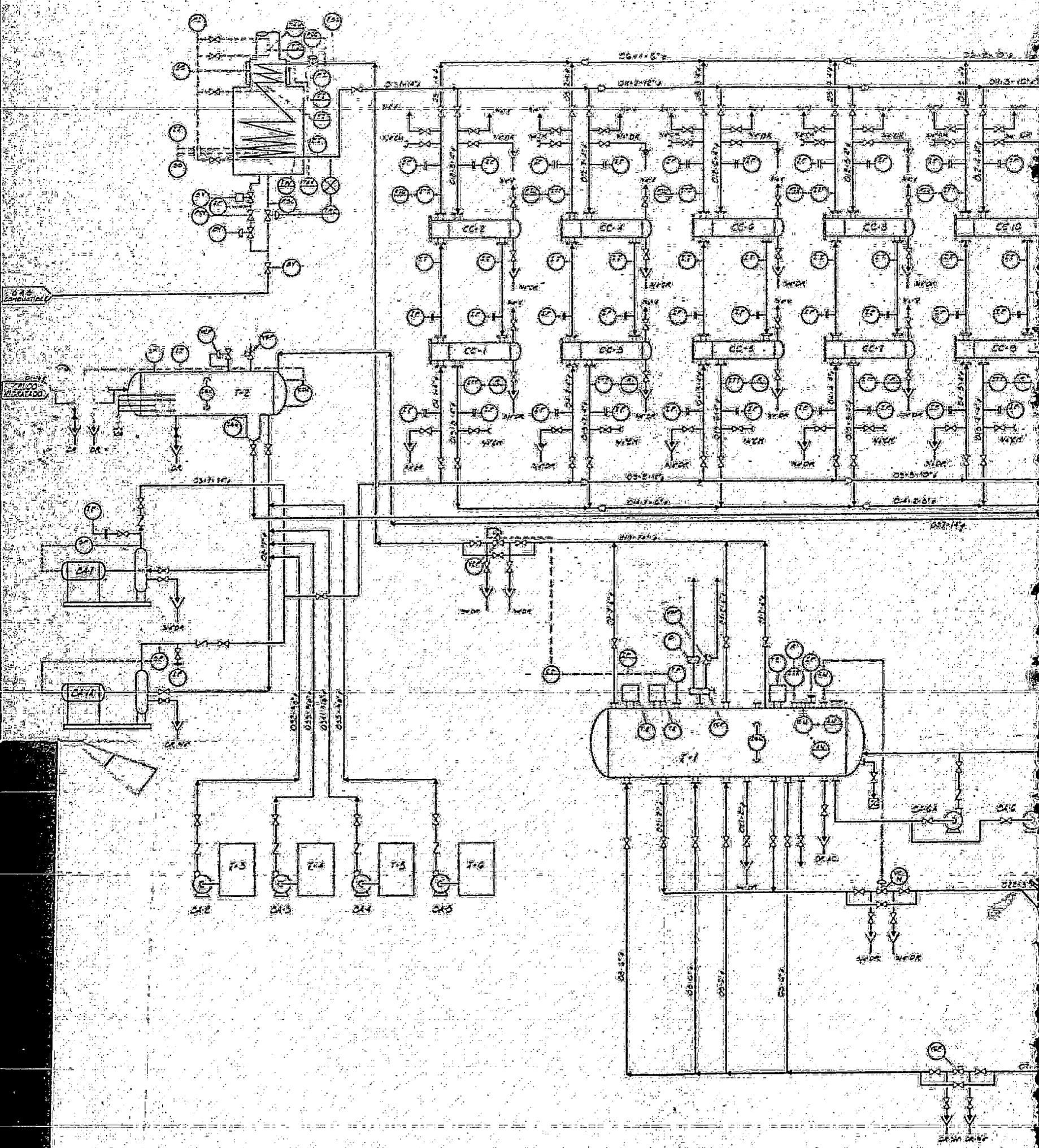
PLANTA DESHIDRATADORA DE PETRO-
LEO CRUDO.

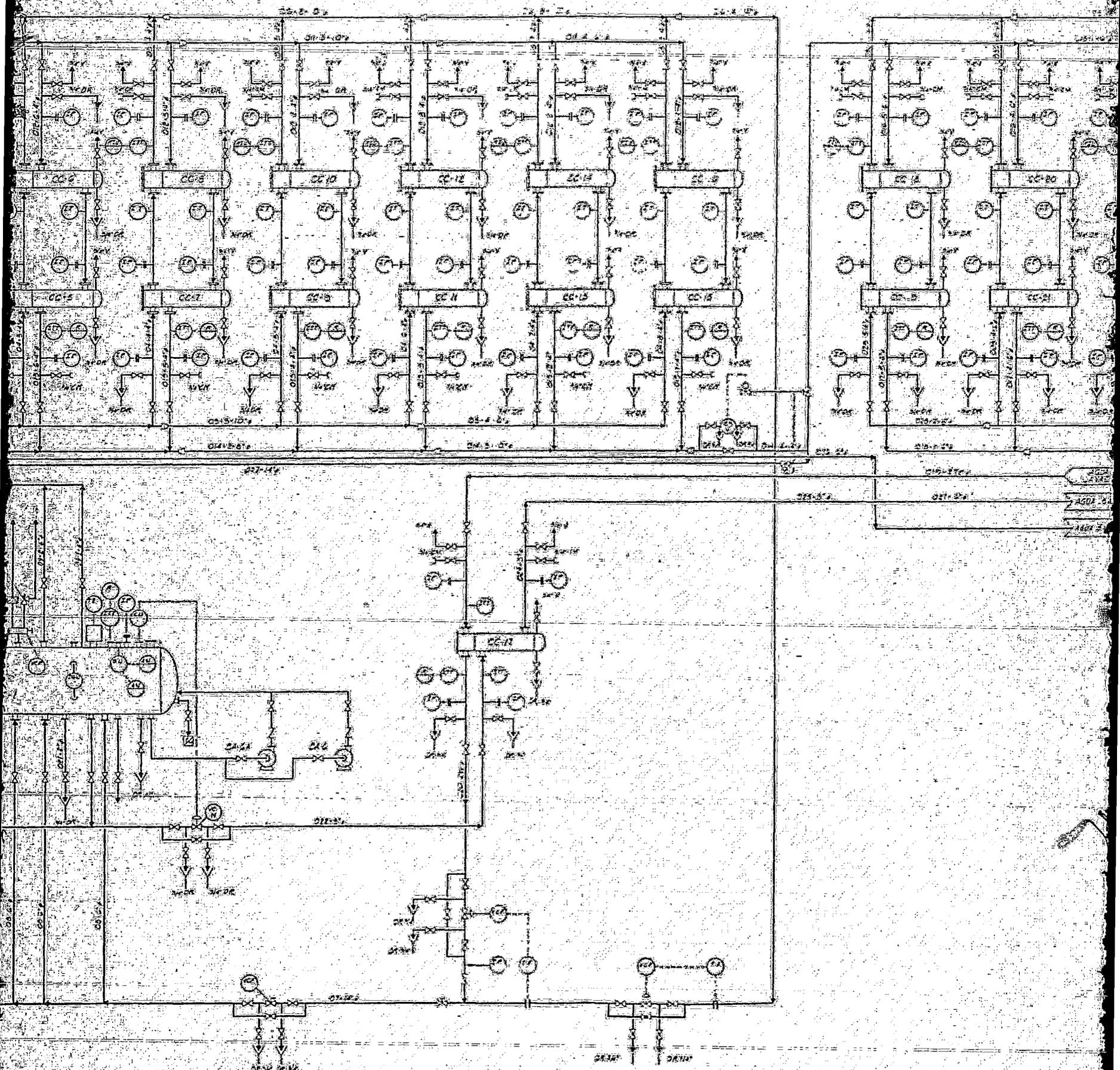
TESIS PROFESIONAL FACULTAD DE
Ma. Debora Valerio QUIMICA 1983

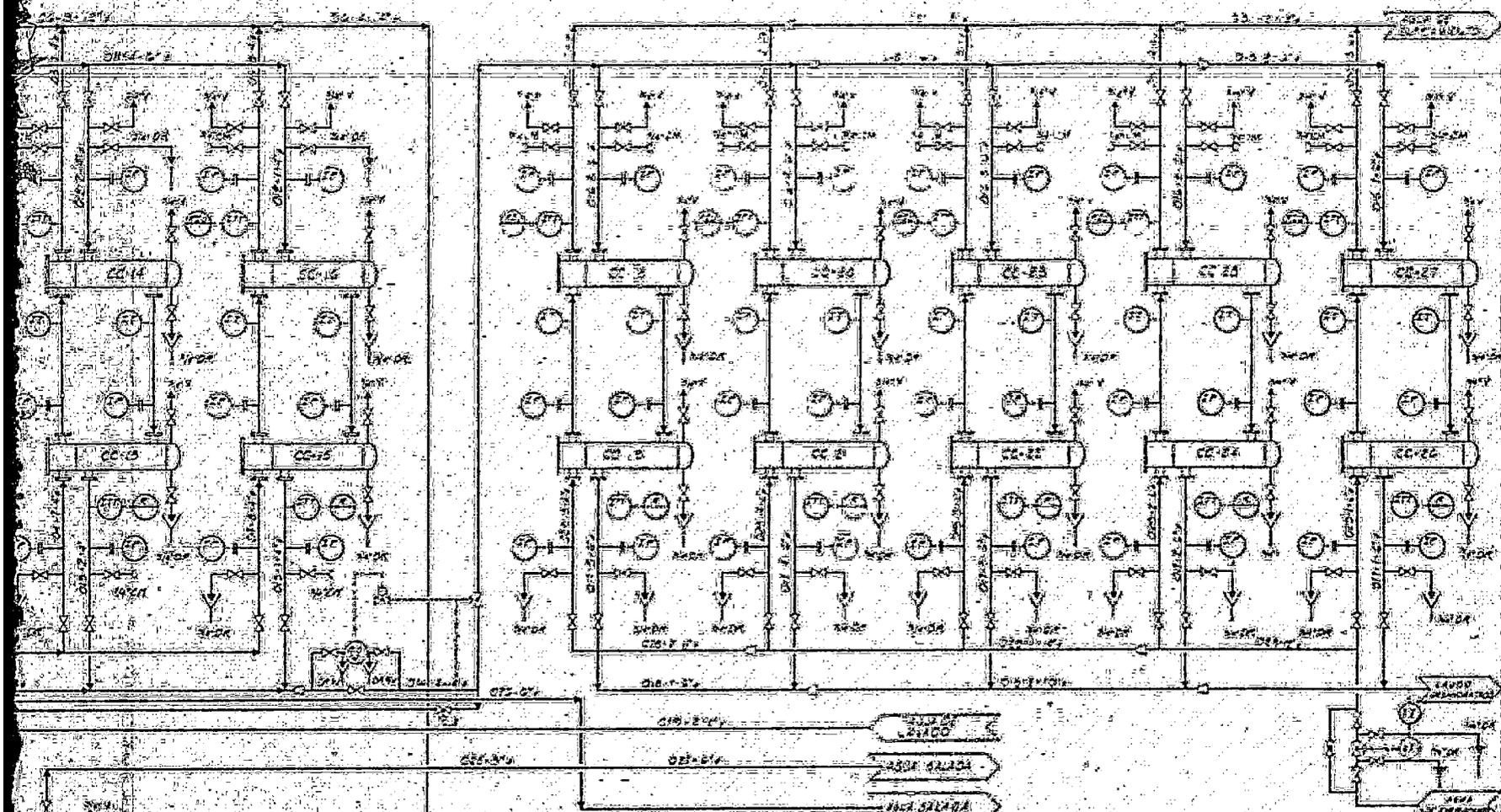


PLANTA DE DIBUJO DE ANTICORROSIVO

01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	UNIDADES
G. DESHIDR.						143.072	103.900	102.843		SPD
						1247.876	1.257.876	1.247.876		lb/a.
AGUA	20.814	15.129	10.273	15.303	5.170	705	706	703		SPD
	697.143	75.125	147.776	79.646	74.729	2.836	2.839	2.829		lb/hr.
P. DESHIDR.	10.25075	102.843	102.843		103.904	103.072				SPD
	1275.856	1.247.876	1.247.876		1.257.876	1.247.876				lb/hr.
TEMPERAT.	15-17	57	60	60	62	60	70	30		°C







- CV# Valvula controladora de nivel
- PI# Indicador de presión
- TI# Indicador de temperatura
- CV# Valvula controladora de presión
- TS# Valvula de seguridad
- PI# Control indicador de nivel
- TS# Indicador nivel tipo vidrio
- PI# Señal de presión
- TS# Señal de seguridad
- TI# Indicador de temperatura de pared
- TS# Controlador registrador de temperatura
- PI# Valvula de flujo
- TS# Indicador transmisión de temperatura
- TS# Transformador eléctrico
- CV# Controlador de nivel
- PI# Valvula controladora de flujo
- PI# Separador de flujo
- TS# Amplificador de agua y sedimentos
- TS# Transmisor de temperatura
- TS# Controlador de temperatura
- TS# Drenaje

CÁMARA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN
 PLANTA DESALINADORA
 DE PETRÓLEO CRUDO
 TÍTULO PROFESIONAL: FACULTAD DE
 MI DESARROLLO: QUINTO 1963

CAPITULO III

EQUIPO REQUERIDO, ESPECIFICACIONES GENERALES Y PLANO DE LOCALIZACION DE EQUIPO.

III.1 Equipo requerido.

El equipo principal en una planta deshidratadora de petroleo crudo, por supuesto, es el tanque de deshidratación.

Ademas del tanque de deshidratación son necesarios bombas, tanques de almacenamiento, y equipo para el suministro de los servicios, (agua, energía eléctrica, sistemas contra incendio, etc.).

LISTA DE EQUIPO:

- Bomba de crudo hidratado (BA-1,1A)
- Bomba dosificadora de anticorrosivo (BA-2)
- Bomba dosificadora de desemulsificante (BA-3)
- Bomba dosificadora de desincrustante (BA-4)
- Bomba dosificadora de desparafinante (BA-5)
- Tanque separador (T-2)
- Tanque de almacenamiento de anticorrosivo (T-3)

- Tanque de almacenamiento de desemulsificante (T-4)
- Tanque de almacenamiento de desincrustante (T-5)
- Tanque de almacenamiento de desparafinante (T-6)
- Tanque de deshidratación (T-1)
- Cambiadores de calor crudo hidratado - crudo deshidratado. (CC-1 al 16)
- Cambiadores de calor agua salada - agua de lavado. (CC-28)
- Cambiador de calor crudo deshidratado - agua de enfriamiento. (CC-17 al 27)
- Hornos de fuego directo (CF-1)

Además para los servicios se necesitan los siguientes equipos:

- Compresor de aire para instrumentos
- Secador de aire para instrumentos
- Sistema contra incendio
- Planta de emergencia
- Equipo eléctrico (Centros de control motores, transformadores, etc.)
- Servicios (alumbrado, agua, etc.).

III.2 Especificaciones generales.

a) Bombas:

No.	DE - A BHP	GPM	Y	SSU	DIAM.	FT/SEC.	FT/100 FT. HY (PT)	psi/100ft ACC. (PT)	LONG. EQ. ACC. (FT)	(psi) P.T. ACC.	TOTALES	ΔP TUB.	ΔP TOT.	FEUING
01	L.B. - CABEZAL 5581	3906	95 - 107	43 - 38	18"	5.60	6.06	0.3060						G.HID.
					18"	7.10	10.08	0.7805						
					18"	9.25	23.09	1.3119						
					16"	5.88	6.35	0.4999						
					16"	7.40	13.02	0.8530						
					16"	8.94	19.50	1.2459						
					12"	5.66	6.35	0.4999						
					12"	7.40	12.20	0.8530						
					12"	8.97	19.50	1.2459						
					10"	6.47	13.90	0.6414						
					10"	11.01	26.10	1.4102						
					10"	7.33	12.90	0.6259						
					8"	10.00	40.55	1.5553						
					8"	4.98	10.93	0.3863						
					8"	4.35	44.08	1.4585						
					8"	4.35	11.40	0.2941						
					8"	9.87	99.80	1.5149						
					8"	4.35	10.05	0.2941						
					8"	9.87	101.24	1.5149						
					8"	5.01	31.04	0.3903						
					6"	8.68	39.83	1.1704						
					10"	7.33	12.20	0.6259						
					8"	10.00	39.71	1.5553						
					12"	6.43	9.69	0.6414						
					10"	11.01	25.26	1.4102						
					16"	5.68	5.92	0.4999						
					14"	7.40	11.56	0.6530						
					12"	8.97	18.44	1.2459						
					16"	6.39	7.64	0.6320						
					16"	8.33	14.86	1.0786						
					12"	10.08	23.90	1.5752						
					10"	3.37	3.75	0.1761						
					8"	5.30	11.48	0.4760						
					6"	9.19	44.71	1.3122						
					10"	3.06	3.05	0.1452						
					8"	4.82	10.37	0.3609						
					6"	8.34	38.20	1.0823						
					16"	5.48	5.69	0.4641						
					14"	7.13	11.10	0.7919						
					12"	8.64	17.70	1.1566						
					16"	5.48	5.04	0.4641						
					14"	7.13	9.94	0.7919						
					12"	8.64	16.10	1.1566						
					12"	6.48	8.26	0.6500						
					10"	9.19	21.23	1.3098						
					10"	6.12	10.10	0.5818						
					8"	9.64	32.50	1.4450						
					8"	4.82	8.55	0.3609						
					6"	8.34	33.90	1.0823						
					6"	4.17	9.05	0.2705						
					8"	9.87	72.05	1.3996						
					8"	4.17	9.05	0.2705						
					8"	9.87	72.05	1.3996						
					8"	4.82	9.08	0.3609						
					6"	8.34	23.90	1.0823						
					10"	6.12	10.10	0.5818						
					8"	9.64	32.50	1.4450						
					12"	6.48	8.26	0.6500						
					10"	9.19	21.20	1.3098						
					16"	5.48	5.04	0.4641						
					14"	7.13	9.94	0.7919						
					12"	8.64	16.10	1.1566						
					10"	7.33	14.30	0.8379						
					8"	11.57	46.10	2.0890						
					8"	6.68	22.10	0.6932						
					8"	15.17	179.00	3.8725						
					8"	6.68	29.75	0.6932						
					8"	15.17	206.00	3.8725						
					10"	7.33	18.25	0.8379						
					8"	11.57	57.90	2.0819						
					14"	7.13	12.20	0.7919						
					12"	8.63	19.30	1.1566						
					8"	6.52	41.30	0.6590						
					12"	10.05	155.00	1.5700						
					2"	14.30	384.00	3.2000						
					2"	6.52	51.30	0.6590						
					21"	10.05	155.00	1.5700						
					2"	14.30	384.00	3.2000						
					3"	6.29	48.30	0.6165						
					21"	9.94	145.00	1.4700						
					2"	13.85	360.00	2.9900						
					3"	9.41	87.10	1.3700						
					3"	12.60	183.00	2.4600						
					6"	8.33	35.70	1.0800						
					8"	18.90	289.00	5.5500						
					8"	6.73	17.05	0.7060						
					6"	11.65	68.60	2.1200						
					12"	11.50	29.20	2.0400						
					8"	25.70	229.00	10.0200						
					8"	15.04	88.00	3.6800						
					10"	9.76	26.40	1.4800						
					8"	20.20	328.04	6.3200						
					6"	8.88	40.40	1.2300						
					4"	20.20	328.00	6.3200						
					6"	8.88	40.40	1.2300						
					4"	20.20	328.00	6.3200						
					6"	8.88	40.40	1.2300						
					8"	10.30	58.30	1.6400						
					6"	17.80	116.00	4.9100						
					10"	13.00	46.00	2.6300						
					12"	9.50	19.60	1.4000						
					12"	11.50	29.20	2.0400						
					8"	25.70	229.00	10.0200						
					3/8"	6.51	6.60							
					3/8"									
					3/8"									
					3/8"									
					2"									
					14"									

DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS.
 PLANTA DESHIDRATORA DE PETROLEO CRUDO.

BHP BARRILES POR HORA
 GPM GALONES POR MINUTO
 P GRADOS FAHRENHEIT
 SSU SECOND SAYBOLT UNIVERSAL (1 centistoke = 0.31 SSU)

MA. DEBORA VALERIO FLORES

CALCULO DE BOMBAS

FECHA:

PAG.

SE

BOMBA N° BA-1, BA-1A
 LIQUIDO BOMBEO CRUDO HIDRATADO
 VISCOSIDAD 4.1 C.P.S. A 107 °F.

SERVICIO: _____
 TEMPERATUR DE BOMBEO 107 °F. Gr Sp 0.8487 @ 60°F
 FACTOR DE EXPANSION _____ Gr Sp 0.84 @ 107 °F

CAPACIDAD:

NORMAL _____ LBS/HR 1337.004
 NORMAL _____ GPM _____
 _____ LBS/HR 3183.34
 500 X 0.84 Gr Sp CALIENTE
 FACTOR DE SEGURIDAD 20%
 GPM DISEÑO = GPM NORMAL X FS 3820

PRESION DE DESCARGA

	NORMAL	DISEÑO
PRESION RECIPIENTE P.SIG		<u>120</u>
ALTURA ESTATICA P.S.I.		<u>4.36</u>
Ft. Gr Sp CAL. / 2.31		<u>28.44</u>
CAIDAS POR FRICCION EN (PSI)	E= <u>DESIDE.</u>	
	E= _____	
	E= _____	
CALENTADOR ΔP PSI		<u>70.93</u>
OTRAS ΔP	1- _____	
	2- _____	
	3- _____	
VALVULA DE CONTROL ΔP		<u>25.34</u>
ORIFICIO ΔP		
PERDIDAS LINEA PSI/100	<u>20.5</u>	<u>17.62</u>
DESCARGA DE DISEÑO NETA		<u>266.69</u>

PRESION DE SUCCION

φ 14"
 5
 PRESION NORMAL EQUIPO PSIG _____
 + ESTATICA (PSI) _____
 0.4335 X 6 Ft. HID. X Gr Sp CAL 2.18
 MENOS PERDIDAS LINEA ΔPSI/100 _____
 MENOS OTRAS PERDIDAS PSI _____
 PRESION NETA SUCCION PSIG 6.23

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO PSIG 270
 MENOS PRESION DE SUCCION PSIG 1.23
 PRESION DIFERENCIAL NETA PSI 268.7
 $L.Y = 268.7 \times 2.31 / 2.4 \text{ Sp Gr} = 268.7$

NPSH

PRESION SUCCION BOMBA PSIG 6.23
 PRESION VAPOR 107°F PSIG 5
 PRESION NETA PSI 1.23
 $NPSH = 1.23 \times 2.31 / 2.4 \text{ Sp Gr} = 3.38$

POTENCIA HIDRAULICA

HHP = $3184 \text{ GPM} \times 268.7 \text{ PSI} / 1715 = 498.85$

PRESION DE ARRANQUE

PRESION NORMAL SUCCION PSIG 6.23
 MAS 120 % 268.7 PSI (DIFERENCIAL) 322.4
 PRESION NETA PSIG 328.63

POTENCIA AL FRENO

BHP = $499 \text{ HHP} / 0.85 \text{ EFICI BOMBA} = 587$

BOMBAS RECIPROCANES DE VAPOR

AGUA _____ LBS/BHP/HR _____
 VAPOR _____ AGUA X _____ BHP _____
 (EN LBS/HR)

POTENCIA

OPERANDO $0.746 \times 587 \text{ BHP} = 437$
 0.90 EF. MOTOR

MOTOR PROBABLE

CONECTADA $0.746 \times 600 \text{ HP} = 447$
 0.9 EF. ELEC. MOTOR

HP = _____

EMITIDO PARA ESTIMADO DE INVERSION

REV. PAG.

DESCRIPCION

ERISION COMP. CONT.

MA. DEBORA VALERIO FLORES

- 22 -

CALCULO DE BOMBAS

FECHA PAG. DE

BOMBA N° 0.A-3
 LIQUIDO BOMBEO ANTICORROSIVO
 VISCOSIDAD 0.00 C.P.S. A 80°F

SERVICIO:
 TEMPERATUR DE BOMBEO 80 °F, Gr.Sp. 1.0 @ 60°F
 FACTOR DE EXPANSION - Gr.Sp. 1.0 @ 80 °F

CAPACIDAD

NORMAL 28 LBS/HR
 NORMAL 0.06 GPM
28.1 LBS/HR = 0.06
 500 X 1.0 Gr.Sp. CALIENTE
 FACTOR DE SEGURIDAD 20%
 GPM DISEÑO = GPM NORMAL X FS = 0.07

PRESION DE DESCARGA

	NORMAL	DISEÑO
PRESION RECIPIENTE P.SIG		<u>0.23</u>
ALTURA ESTATICA P.S.I.		<u>4.29</u>
Fl. <u>9</u> Gr.Sp. CAL <u>72.31</u>		
CAIDAS POR FRICCION EN (PSI)		
CALENTADOR ΔP PSI		
OTRAS ΔP		
VALVULA DE CONTROL ΔP		<u>0.08</u>
ORIFICIO ΔP		
PERDIDAS LINEA PSI/100		<u>0.09</u>
DESCARGA DE DISEÑO NETA		<u>10.69</u>

PRESION DE SUCCION

PRESION NORMAL EQUIPO PSIG 0.0
 + ESTATICA (PSI) _____
 0.4335 X 3.0 Ft. HID. X Gr.Sp. CAL _____ = 1.0
 MENOS PERDIDAS LINEA PSI/100 _____
 MENOS OTRAS PERDIDAS PSI _____
 PRESION NETA SUCCION PSIG 1.0

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO P.SIG. 10.69
 MENOS PRESION DE SUCCION P.SIG. 1.0
 PRESION DIFERENCIAL NETA P.SI 9.69
 $\Delta H = 9.69 \times 2.31 / 1.0 \text{ sp. Gr.} = 22.38$

NPSH

PRESION SUCCION BOMBA PSIG 1.0
 PRESION VAPOR 80°F PSIG 0.61
 PRESION NETA PSI 2348
 $NPSH = 2348 \times 2.31 / 1.0 \text{ Gr.Sp.} = 0.88$

PRESION DE ARRANQUE

PRESION NORMAL SUCCION PSIG 1.0
 MAS 120 % PSI (DIFERENCIAL) 26.36
 PRESION NETA PSIG 27.86

POTENCIA HIDRAULICA

HHP = $0.06 \text{ GPM} \times 9.69 \text{ PSI} = 0.00039$
 1715

BOMBAS RECIPROCANTE DE VAPOR

AGUA _____ LBS/BHP/HR
 VAPOR _____ AGUA X _____ BHP
 (EN LBS/HR)

POTENCIA AL FRENO

BHP = $0.0003 \text{ HHP} / 0.85 \text{ EFIC. BOMBA} = 0.0003$

POTENCIA

OPERANDO $0.746 (0.0003) \text{ BHP} = 0.00033$
 0.90 EF. MOTOR

MOTOR PROBABLE

CONECTADA $0.746 (0.25) \text{ HP} = 0.207$
 0.85 EF. ELEC. MOTOR

EMITIDO PARA ESTIMADO DE INVERSION.

REV.	PSG.	DESCRIPCION	ELSION	COMP.	CONT.

MA. DEBORA VALERIO FLORES

- 22 -

CALCULO DE BOMBAS

FECHA: PAG. DE

BOMBA N° BA-3
 LIQUIDO BOMBEO ANTICORROSIVO
 VISCOSIDAD 0.00 CPS A 60°F

SERVICIO:
 TEMPERATUR DE BOMBEO 80 °F Gr.Sp. 1.0 @ 60°F
 FACTOR DE EXPANSION = Gr.Sp. 1.0 @ 80 °F

CAPACIDAD

NORMAL 29 LBS/HR
 NORMAL 0.06 GPM
29.1 LBS/HR 0.06
500 X 1.0 Gr.Sp CALIENTE
 FACTOR DE SEGURIDAD 20%
 GPM DISEÑO = GPM NORMAL X FS 0.07

PRESION DE DESCARGA

	NORMAL	DISEÑO
PRESION RECIPiente P.S.I.G		<u>6.23</u>
ALTURA ESTATICA P.S.I		<u>4.29</u>
Fl. 9 Gr.Sp. GAL / 2.31		
CAIDAS POR FRICCIÓN EN (PSI)	E=	
	E=	
	E=	
CALENTADOR ΔP PSI		
OTRAS ΔP	1-	
	2-	
	3-	
VALVULA DE CONTROL ΔP		<u>0.08</u>
GRIFICO ΔP		
PERDIDAS LINEA PSI/100		<u>0.09</u>
DESCARGA DE DISEÑO NETA		<u>10.69</u>

PRESION DE SUCCION

PRESION NORMAL EQUIPO PSIG 0.0
 + ESTATICA (PSI) _____
0.4335 X 7.0 Ft. HID. X Gr.Sp. CAL _____
 MENOS PERDIDAS LINEA PSI/100 _____
 MENOS OTRAS PERDIDAS PSI _____
 PRESION NETA SUCCION PSIG 1.0

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO PSIG 10.69
 MENOS PRESION DE SUCCION PSIG 1.0
 PRESION DIFERENCIAL NETA PSI 9.69
 $ΔH = 9.69 \times 2.31 / 1.0 \text{ sp. Gr.} = \underline{22.38}$

NPSH

PRESION SUCCION BOMBA PSIG 1.0
 PRESION VAPOR 80°F PSIG 0.61
 PRESION NETA PSI 0.388
 $NPSH = 2.31 \times 0.388 = \underline{0.88}$

POTENCIA HIDRAULICA

HHP = $\frac{0.06 \text{ GPM} \times 9.69 \text{ PSI}}{1715} = \underline{0.00039}$

PRESION DE ARRANQUE

PRESION NORMAL SUCCION PSIG 1.0
 MAS 120 % PSI (DIFERENCIAL) 26.86
 PRESION NETA PSIG 27.86

POTENCIA AL FRENO

BHP = $\frac{0.00039 \text{ HHP}}{0.85 \text{ EFIC. BOMBA}} = \underline{0.0003}$

BOMBAS RECIPROCANTE DE VAPOR

AGUA _____ LBS / BHP / HR
 VAPOR _____ AGUA X _____ BHP
 (EN LBS / HR)

POTENCIA

OPERANDO $\frac{0.746 (0.0003) \text{ BHP}}{0.90 \text{ EF MOTOR}} = \underline{0.00033}$

MOTOR PROBABLE

CONECTADA $\frac{0.746 (0.25) \text{ HP}}{0.85 \text{ EF ELEC. MOTOR}} = \underline{0.207}$

HP = _____

EMITIDO PARA ESTIMADO DE INVERSTION.

REV.	PAG.	DESCRIPCION	EMISION	CONF.	CONT.

MA. DEBORA VALERIO FLORES

= 23 =

CALCULO DE BOMBAS

FECHA:

PAG

DE

BOMBA N° BA-4
 LIQUIDO BOMBEO SESEMULVIC
 VISCOSIDAD 80 GR.S. A 80 °F.

SERVICIO:
 TEMPERATUR DE BOMBEO 80 °F. Gr.Sp. 1.0 @ 60 °F
 FACTOR DE EXPANSION 1.0 Gr.Sp. 80 °F

CAPACIDAD:

NORMAL LBS/HR
 NORMAL GPM
 LBS/HR = 0.031
 500 X Gr.Sp. CALIENTE
 FACTOR DE SEGURIDAD 20%
 GPM: DISEÑO = GPM NORMAL X FS = 0.0372

PRESION DE DESCARGA

	NORMAL	DISEÑO
PRESION RECIENTE P.SIG	<u> </u>	<u>0.23</u>
ALTURA ESTATICA P.S.I.	<u> </u>	<u>4.29</u>
Fi <u> </u> Gr.Sp. CAL <u>12.31</u>	<u> </u>	<u> </u>
CAIDAS POR FRICCION EN (PSI)	<u> </u>	<u> </u>
CALENTADOR ΔP PSI	<u> </u>	<u> </u>
OTRAS ΔP	<u> </u>	<u> </u>
VALVULA DE CONTROL ΔP	<u> </u>	<u>0.08</u>
ORIFICIO ΔP	<u> </u>	<u>0.09</u>
PERDIDAS LINEA PSI/100'	<u> </u>	<u> </u>
DESCARGA DE DISEÑO NETA	<u> </u>	<u>10.69</u>

PRESION DE SUCCION

PRESION NORMAL EQUIPO PSIG 0.0
 + ESTATICA (PSI)
 0.4335 X 3 Ft. HID. X Gr.Sp. CAL 1
 MENOS PERDIDAS LINEA PSI/100'
 MENOS OTRAS PERDIDAS PSI
 PRESION NETA SUCCION P.SIG. 1

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO P.SIG. 10.69
 MENOS PRESION DE SUCCION P.SIG. 1.0
 PRESION DIFERENCIAL NETA P.SIG. 9.69
 $\Delta U = 9.69 \times 2.31 / 1 \text{ Gr.Sp.} = 22.38$

NPSH

PRESION SUCCION BOMBA PSIG 1
 PRESION VAPOR °F PSIG 0.0152
 PRESION NETA PSI 0.3848
 $NPSH = 3848 \times 2.31 / 2.31 \text{ Gr.Sp.} = 88$

PRESION DE ARRANQUE

PRESION NORMAL SUCCION PSIG 1.0
 MAS 120 % PSI (DIFERENCIAL) 26.86
 PRESION NETA PSIG 27.87

POTENCIA HIDRAULICA

HHP = $0.0372 \text{ GPM} \times 9.69 \text{ PSL} = 0.000208$
 1715

BOMBAS RECIPROCANES DE VAPOR

AGUA LBS/BHP/HR
 VAPOR AGUA X BHP
 (EN LBS/HR)

POTENCIA AL FRENO

BHP = $2410 \times 0.85 \text{ EFIC. BOMBA} = 2048$
 $\times 10^4$

POTENCIA

OPERANDO $0.746 (2410) \text{ BHP} = 2.02410$
 0.9 EF. MOTOR

MOTOR PROBABLE

HP =

CONECTADA $0.746 (0.75) \text{ HP} = 207$
 0.85 EF. ELEC. MOTOR

EMITIDO PARA ESTIMADO DE INVERSION

REV.	PAG.	DESCRIPCION	EMISION	COMP.	CONT.

BOMBA N° BA-5
 LIQUIDO BOMBEO DESINCRUSTANTE
 VISCOSIDAD 0.80 CPS. A 80 °F.

SERVICIO:
 TEMPERATUR DE BOMBEO 80 °F Gr Sp 1.0 @ 60°F
 FACTOR DE EXPANSION Gr Sp 1.0 @ 80 °F

CAPACIDAD:

NORMAL LBS/HR _____
 NORMAL GPM _____
 LBS/HP = 1.97/60
500 X Gr Sp CALIENTE _____
 FACTOR DE SEGURIDAD 20%
 GPM DISEÑO = GPM NORMAL X FS = 2.364/60

PRESION DE DESCARGA

	NORMAL	DISEÑO
PRESION RECIPIENTE P.S.I.G		<u>0.23</u>
ALTURA ESTATICA P.S.I.		<u>4.29</u>
Fl. 9 Gr Sp CAL / 2.31		
CAIDAS POR FRICCION EN (PSI)		
CALENTADOR ΔP PSI		
OTRAS ΔP		
VALVULA DE CONTROL ΔP		<u>0.08</u>
ORIFICIO ΔP		<u>0.0</u>
PERDIDAS LINEA PSI/100'		<u>0.09</u>
DESCARGA DE DISEÑO NETA		<u>10.69</u>

PRESION DE SUCCION

PRESION NORMAL EQUIPO PSIG 0.0
 + ESTATICA (PSI) _____
0.4335 X 9 FL. HID. X Gr Sp CAL 1.0
 MENOS PERDIDAS LINEA PSI/100' _____
 MENOS OTRAS PERDIDAS PSI _____
 PRESION NETA SUCCION PSIG 1.0

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO PSIG 10.69
 MENOS PRESION DE SUCCION PSIG 1.0
 PRESION DIFERENCIAL NETA PSI 9.69
 $\Delta H = 9.69 \times 2.31 / 1 \text{ Gr Sp.} = \underline{22.38}$

NPSH

PRESION SUCCION BOMBA PSIG 1.0
 PRESION VAPOR °F PSIG 0.0152
 PRESION NETA PSI 0.3848
 $NPSH = 3848 \times 2.31 / 1 \text{ Gr Sp.} = \underline{0.88}$

POTENCIA HIDRAULICA

HHP = $\frac{2.364 \times 9.69 \text{ PSI}}{1715} = \underline{0.0133/60}$

PRESION DE ARRANQUE

PRESION NORMAL SUCCION PSIG 1.0
 MAS 120% PSI (DIFERENCIAL) 26.86
 PRESION NETA PSIG 27.87

POTENCIA AL FRENO

BHP = $\frac{0.0133}{0.85} \text{ EFIC. BOMBA} = \underline{0.0156}$

BOMBAS RECIPROCANTES DE VAPOR

AGUA LBS/BHP/HR _____
 VAPOR AGUA X BHP _____
 (EN LBS/HR)

POTENCIA

OPERANDO $\frac{0.746 (0.015) \text{ BHP}}{0.9 \text{ EF. MOTOR}} = \underline{0.013/60}$

MOTOR PROBABLE

CONECTADA $\frac{0.746 (0.25) \text{ HP}}{0.85 \text{ EF. ELEC. MOTOR}} = \underline{0.207}$

HP = _____

EMITIDO PARA ESTIMADO DE INVERSION

MA. DEBORA VARRIO FLORES

CALCULO DE BOMBAS

FECHA:

PAG. DE

BOMBA N° BA-6

LIQUIDO BOMBEADO DES PARAFINADO
 VISCOSIDAD 80 CPS. A 80 °F.

SERVICIO:

TEMPERATUR DE BOMBEO 80 °F. Gr.Sp. 1.0 @ 60 °F
 FACTOR DE EXPANSION Gr.Sp. 1.0 @ 80 °F

CAPACIDAD:

NORMAL LBS/HR
 NORMAL GPM
LBS/HR = 0.1258
 500 X Gr.Sp. CALIENTE
 FACTOR DE SEGURIDAD 20%
 GPM DISEÑO = GPM NORMAL X FS 0.1250

PRESION DE DESCARGA

	NORMAL	DISEÑO
PRESION RECIPIENTE PSIG		<u>0.25</u>
ALTURA ESTATICA P.SI.		<u>4.29</u>
FI. Gr.Sp. CAL / 2.31		
CAIDAS POR FRICCION EN (PSI)		
CALENTADOR ΔP PSI		
OTRAS ΔP	1-	
	2-	
	3-	
VALVULA DE CONTROL ΔP		<u>0.08</u>
ORIFICIO ΔP		
PERDIDAS LINEA PSI/100		<u>0.09</u>
DESCARGA DE DISEÑO NETA		<u>10.69</u>

PRESION DE SUCCION

PRESION NORMAL EQUIPO PSIG. 0.0
 + ESTATICA (PSI)
 0.4335 X FI. HID. X Gr.Sp. CAL 1.0
 MENOS PERDIDAS LINEA PSI/100
 MENOS OTRAS PERDIDAS PSI
 PRESION NETA SUCCION PSIG. 1

PRESION DIFERENCIAL

PRESION DE DESCARGA DE DISEÑO PSIG. 10.69
 MENOS PRESION DE SUCCION PSIG. 1.0
 PRESION DIFERENCIAL NETA PSI 9.69
 $\Delta H = 9.69 \times 2.31 / 1 \text{ Gr.Sp.} = 22.38$

NPSH

PRESION SUCCION BOMBA PSIG. 1
 PRESION VAPOR °F PSIG 0.6152
 PRESION NETA PSI 0.3848
 $NPSH = 3848 \times 2.31 / 1 \text{ Gr.Sp.} = 0.88$

PRESION DE ARRANQUE

PRESION NORMAL SUCCION PSIG. 1.0
 MAS 120 % PSI (DIFERENCIAL) 26.86
 PRESION NETA PSIG. 27.87

POTENCIA HIDRAULICA

HHP = $0.1750 \text{ GPM} \times 9.69 \text{ PSI} \times 10^{-4}$
1715

POTENCIA AL FRENO

BHP = $9.8 \times 10^{-4} \text{ HHP} / 0.85$ EFICI BOMBA = 1.16×10^{-3}

BOMBAS RECIPROCANES DE VAPOR

AGUA LBS/ BHP/ HR
 VAPOR AGUA X BHP
 (EN LBS/HR)

POTENCIA

OPERANDO $\frac{0.746}{0.9} (1.16 \times 10^{-3})$ BHP = 9.6×10^{-4}
 EF. MOTOR

MOTOR PROBABLE

CONECTADA $\frac{0.746}{0.85} (0.25)$ HP = 20.7
 EF. ELEC. MOTOR

HP = _____

EMITIDO PARA ESTIMADO DE INVERSION

REV.	PAG.	DESCRIPCION	EMISION	COMP.	CONT.

b) Tanques:

b.1 Tanque separador. (T-2)

Para elaborar un diseño preliminar para el tanque separador de crudo - agua es necesario tomar las siguientes consideraciones que en su caso serían tema de un estudio más amplio.

- a) Presión de trabajo 5 psig
- b) Temperatura de trabajo 95 °F
- c) Diámetro de la gota de la fase agua - crudo 0.005 pulg.
- d) Ancho de la interfase agua-crudo 1 ft.

Bases de diseño:

a) Para el crudo:

- flujo 103 047 BPD
- densidad 52.9368 lb/ft³
- gravedad específica 0.8487
- viscosidad 11.06 cp.

b) Para el agua:

- flujo 30 914 BPD
- densidad 61.894 lb/ft³
- viscosidad 1.48 cp.
- gravedad específica 1.01

El volumen del tanque sera:

$$V = Q_c (Tr)$$

donde:

Q_c = gasto de crudo

Tr = tiempo de residencia

El tiempo de residencia estara dado por 1.5 veces el tiempo que tarda la fase más ligera en atravesar la interfase.

$$Tr = (Di / V_c) 1.5$$

donde:

Di = distancia de la interfase

V_c = velocidad del crudo en atravesarla

$$V_c = \frac{8.3 \times 10^5 (dc^2) (\Delta G)}{\mu_c}$$

donde:

dc = diametro gota (pulg)

G = diferencia de las gravidades específicas del crudo y agua.

μ_c = viscosidad crudo

$$V_c = \frac{8.3 \times 10^5 (0.005)^2 (1.11 - 0.8487)}{11.06}$$

$$= 0.49 \text{ pulg/min.}$$

Por lo tanto:

$$Tr = (12"/0.49 \text{ pulg/min}) (1.5)$$

$$= 36.73 \text{ min.}$$

$$V = 103\ 047 \text{ BPD} (36.73 \text{ min}) (1 \text{ dia}/24 \text{ hr}) (1 \text{ hr} / 60 \text{ min}) (159 \text{ l/bl})$$

$$= 417\ 918 \text{ l.} \quad (14\ 753 \text{ ft}^3)$$

Para el cálculo de las dimensiones del tanque óptimas, se hace por "tanteo y error" hasta que la presión máxima permisible no sea rebasada.

$$L = 4V / \pi D^2$$

donde:

L = longitud del tanque

V = volumen del tanque

D = diámetro del tanque

$$e = (PR / SE - 0.6 P) + c$$

donde:

P = presión de diseño

R = radio del tanque

S = esfuerzo máximo permisible

E = eficiencia de la junta

c = factor de corrosión

e = espesor de la placa

$$P_m = (SE)(e) / (P + 0.6 e)$$

Ahora bien, en base a que en todos los "tanteos" se
llego a la conclusión que el L/D optimo es de
3.5 se tiene:

$$D = L/3.5$$

$$L = 4V / \pi D^2$$
$$= 4(14\ 753\ \text{ft}^3) / (3.1416)(L/3.5)^2$$
$$= 61.272\ \text{ft}$$

Por lo tanto:

$$D = 61.272/3.5$$
$$= 17.51\ \text{ft.}$$

$$e = PR / (SE - 0.6P) + c$$
$$= 35 (105.06) / (12700 \times 0.85 - 0.6 \times 35) +$$
$$0.125$$
$$= 0.4663\ \text{pulg.}$$

En conclusion:

diámetro	17.51 ft
longitud	61.73 ft
espesor	1/2 "

tapas	elípticas 2:1
corrosión	1/8 "
material	ASTM-A-285 gr.C
presión de trabajo	5 psig
peso total	41 ton. aprox.

b.2 Tanque de almacenamiento de anticorrosivo.
(T-3).

Este tanque depende de la cantidad de anticorrosivo sea necesario para el proceso. Así que en base a los reportes de la experiencia por parte de los fabricantes se tiene que:

El consumo máximo diario estimado es de 318 lt. por cada 100 000 bls., inyectado en forma continua. Por lo tanto las características del tanque serán:

capacidad del tanque (para 30 días de operación)	9450 lt. (60 bl.)
material	ASTM-A-283
diámetro	7.02 ft.
longitud	8.64 ft.
espesor de placa	3/16"
tapas	conica
peso aproximado	943 kg.

b.3 Tanque de desemulsificante (T-4).

Inyectado en forma continua a la entrada de la planta y en una relación de tratamiento de 5 a 10 p.p.m. de desemulsificante con respecto al volumen de crudo y agua lavado.

consumo máximo diario de desemulsificante	174 lt.
capacidad del tanque (para 30 días de operación)	5 220 lt. (32 bls.)
diámetro	6 ft.
longitud	7 ft.
tapa	conica
espesor de placa	3/16"
material	ASTM-A-283
peso aproximado	663 kg.

b.4 Tanque de desincrustante (T-5)

También inyectado en forma continua la entrada del sistema con una relación de tratamiento de 50 - 75 p.p.m. con relación al volumen de agua que trae el crudo, se tiene

consumo máximo diario de desincrustante	179 lt.
-----------------------------------------	---------

capacidad del tanque (para 30 días de operación)	5 320 lt.
longitud del tanque	7 ft.
diámetro del tanque	6 ft.
tapa	conica
material	ASTM-A-283
espesor de placa	3/16"
peso aproximado	663 kg.

b.5 Tanque inhibidor de parafina. (T-6)

Alimentado en forma continua en la entrada a la planta, en una relación de 25 - 50 p.p.m. en relación al volumen total de crudo y agua, se tiene:

consumo máximo de desparafinante	795 lt.
capacidad del tanque (para 30 días de operación)	23 850 lt. (150 bl.)
diámetro del tanque	10 ft.
longitud del tanque	12 ft.
espesor de placa	3/16"
material	ASTM-A-283
peso aproximado	1 863 kg.

b.6 Tanque deshidratador (T-1)

Siendo el deshidratador el equipo más importante dentro del proceso es el equipo más caro y el más sofisticado.

El tanque deshidratador, no solo es un recipiente, sino que para poder efectuar la separación, se necesitan además:

- transformadores,
- controladores de nivel,
- controladores de presión,
- tableros de control,
- etc.

Bases de diseño para la deshidratadora:

- presión 100 psig
- temperatura 183 °F (70 °C)
- flujo 100 000 BPD de crudo deshidratado.
- tolerancia a la corrosión 1/8"

De acuerdo a lo anterior la deshidratadora tendrá las siguientes características:

- diámetro del tanque 14 ft.

- longitud entre tangentes 90 ft.
- material SA-515- gr. 70
- espesor de placa 2 "
- tapas hemisféricas
- espesor de tapas 1 1/8 "
- peso aproximado 330 000 lb. vacío
- peso plataforma y estructura 6 000 lb.
- peso en operación 945 800 lb.

Además el equipo incluye en el suministro:

- 3 transformadores de 150 KVA, 440 V/13-23 KV
- reactores para los transformadores
- válvulas de control
- soportes internos y externos para aislamiento eléctrico.
- etc.

c) Cambiadores de calor:

c.1 Cambiadores de calor crudo hidratado- crudo deshidratado (CC-1 al 16).

Como ya hemos visto en el capítulo anterior el -
crudo hidratado que sale del tanque separador de
agua - crudo, debe ser calentado de 35 - 42 °C
hasta 60 - 62 °C, para ser mezclado con el agua de

lavado y que llegue a la deshidratadora a la temperatura de deshidratación.

En base a lo expuesto anteriormente, y soportado en el balance de materia, los cambiadores de calor tendrán las siguientes características:

Bases de diseño:

- corriente de crudo hidratado;

- flujo 103 403 BPD
con 5% en vol. de agua.
- temperatura de entrada (T_1) 35 - 42 °C
(95 - 107 °F)
- temperatura de salida (T_2) 60 - 62 °C
(140 - 143 °F)
- gasto (W) 1 337 004 lb/hr
- calor específico (Cp) 0.49 BTU/lb ° F
- gravedad específica (S) 0.84
- viscosidad (μ) 4.1 cp. @ 42 °C
3.0 cp. @ 62 °C
- conductividad térmica (k) 0.076 BTU/hr(ft²)
(° F/ft)
- factor de incrustación (Rd) 0.003
- caída de presión permitida (ΔP) máximo 10 psi

- corriente de crudo deshidratado;

- flujo 103 900 BPD con 0.2% en vol. de agua.
- temperatura de entrada (t_1) Dependera de la cantidad de calor necesario para calentar el crudo deshidratado.
- temperatura de salida (t_2) aprox. 70 °C (158 °F)
- gasto (W) 1 265 814 lb/hr
- calor especifico (Cp) 0.5 BTU/ lb °F
- viscosidad (μ) 2.6 cp. @ 70 °C
- conductividad térmica (k) 0.076 BTU/hr(ft²) (°F/ft)
- factor de incrustación 0.003

- Balance de calor;

$$\begin{aligned}
 Q &= W(C_p) (\Delta T) = w(C_p) (\Delta t) \\
 &= 1\,337\,004 \text{ lb/hr} (0.49 \text{ BTU/ lb } ^\circ\text{F}) (36 \text{ } ^\circ\text{F}) \\
 &= 23\,584\,761 \text{ BTU/hr.}
 \end{aligned}$$

$$\Delta T = \text{MLDT (FT)}$$

donde:

$$\text{FT} = 0.92$$

$$\text{MLDT} = 40.66$$

$$= (40.66) (0.92) \text{ para un cambiador } 2 - 4$$

$$= 37.41 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Ahora suponiendo una U_d de 10 - 15 BTU/hr(°F)(ft²)
se tiene:

$$\begin{aligned} A &= Q/U_d \Delta T \\ &= 23\,584\,761 / (13)(37.41) \\ &= 48\,495.39 \text{ ft}^2. \end{aligned}$$

Generalmente para plantas químicas y del petróleo el diámetro de los tubos es de 3/4" y 1", y la longitud estandar es de 16 ft. Por lo tanto, con tubos de 1", 12BWG y 16 ft. de longitud, la superficie por cada tubo es de 0.2618 ft²/ft lineal.

$$\begin{aligned} \text{No. de tubos} &= 48\,495.39 \text{ ft}^2 / (0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft})(16 \text{ ft}) \\ &= 11578 \text{ tubos.} \end{aligned}$$

Ahora considerando 1 paso por la coraza, 6 pasos por los tubos, en arreglo cuadrado de 1 1/4", se tiene: 16 corazas de 42" de diámetro interior con 724 tubos por cuerpo. Arregladas las corazas en 8 paralelo, 2 en serie.

$$\begin{aligned} U_d \text{ corr.} &= Q/(A)(\Delta T) \\ &= 23\,584\,761 / (48523)(37.41) \\ &= 12.99 \end{aligned}$$

Deflectores:

$$A_s = DI (C^2 B / 144 P_t)$$

donde:

A_s = area de flujo

DI = diámetro interior coraza

C² = espacio entre los tubos

B = espaciado de los deflectores.

P_t = pasos en los tubos

$$\begin{aligned} A_s &= (42)(0.25)(15) / (144)(1.25) \\ &= 0.847 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_s &= W / A_s \\ &= (1\ 265\ 814 / 8) / 0.847 \\ &= 180\ 830 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Re &= (De)(G_s) / \mu \\ &= (0.99/12)(180\ 830) / (2.6)(2.42) \\ &= 2370 \end{aligned}$$

$$J_h = 24$$

$$h_o = J_h (k/De) (C \mu/k)^{1/3} (\rho_g)$$

$$\begin{aligned} h_o/\rho_g &= (24)(0.23)/(0.99/12) \\ &= 66 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F} \end{aligned}$$

$$\text{factor de fricción} = 0.0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= (f)(G_s^2)(D_s)(N + 1) / 5.22 \times 10^{10} (D_e)(S)(\rho_g) \\ &= \frac{(0.0026)(180030)^2(42/12)(25)}{(5.22 \times 10^{10})(0.99/12)(0.84)(1)} \\ &= 2.03 \text{ l/pulg}^2 \end{aligned}$$

Caída de presión por los tubos:

$$\begin{aligned} A_t &= Nt (A^*t) / 144(n) \\ &= 724(0.479) / (144)(6) \\ &= 0.4013 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_t &= W/A_t \\ &= (1\ 337\ 004/8) / (0.4013) \\ &= 416\ 373 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

$$Re = D G_t / \mu$$

$$(0.782/12)(416.373)/(4.1)(2.42)$$

$$= 2734$$

$$J_h = 5 = k(C \mu/k)^{1/3} = 0.29 \frac{\text{BTU/hr(ft}^2)}{(\text{°f/ft})}$$

$$h_i/\beta_t = .5(0.29)/(0.782/12)$$

$$= 22$$

$$h_{io} = h_i (D_i/D_o)$$

$$= (22) (0.782/0.891)$$

$$= 19 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ °F}$$

$$\text{factor de fricción} = 0.0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$\Delta P_t = (f)(Gt^2) (1)(n)/5.22 \times 10^{10} (Dt)(S)(\beta_t)$$

$$= \frac{(0.00035)(416.373)^2 (16)(6)(2)}{(5.22 \times 10^{10})(0.782/12)(1)(0.84)}$$

$$= 4.03 \text{ lb/pulg.}^2$$

$$U_c = (h_{io})(h_o) / (h_{io} + h_o)$$

$$= (19)(66)/(19 + 66) = 14.8$$

$$R_d = (U_c - U_d)/(U_c)(U_d) = (14.8-13)/(14.8)(13)$$

$$= 0.009 > 0.006$$

c.2 Cambiadores de calor agua de enfriamiento -
crudo deshidratado. (CC-18 al 27)

El crudo deshidratado, antes de almacenarlo debe ser enfriado, utilizando agua de enfriamiento suministrada en los límites de batería.

- corriente de crudo deshidratado;

- flujo	102 183 BPD con 0.2% en vol. de agua.
- temperatura de entrada (T_1)	70 °C (158 °F)
- temperatura de salida (T_2)	35 °C (95 °F)
- gasto (W)	1 265 814 lb/hr
- calor específico (Cp)	0.5 BTU/lb °F
- gravedad específica (S)	0.82
- viscosidad (μ)	2.6 cp. @ 70 °C
- conductividad térmica (k)	0.076 BTU/hr ft ² (°F)(ft)
- factor de incrustación	0.0025

- corriente de agua de enfriamiento;

- flujo	El necesario para el enfriamiento del crudo deshid.
- temperatura de entrada (t_1)	29.5 °C (85 °F)
- temperatura de salida (t_2)	aprox. 52 °C (125 °F)

- calor específico (Cp) 1 BTU/lb. °F
- viscosidad (μ) 1.0 cp.
- conductividad térmica (k) 0.36 BTU/hr ft² (°F/ft)
- factor de incrustación 0.0015

Balance de calor:

$$\begin{aligned} Q &= W (Cp)(\Delta T) = w (cp) (\Delta t) \\ &= (1\ 265\ 814)(0.5) (158 - 95) \\ &= 39\ 873\ 163\ \text{BTU/hr.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} w_a &= Q / Cp(\Delta t) \\ &= 39\ 873\ 163 / (1)(20) \\ &= 1993658\ \text{lb/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta T &= MLDT (Ft) \\ &= 25.8 (0.91) \\ &= 23.48 \quad \text{para un cambiador 2 - 4} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= Q / (U_d)(\Delta T) \\ &= 39\ 873\ 163 / (60)(23.48) \\ &= 28\ 305\ \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Ahora bien considerando un cambiador de 16 ft - de longitud de tubos, 1" diámetro de tubos, 1 1/4" en arreglo cuadrado, se tiene: 724 tubos, en una coraza de 42" de diámetro.

Por lo tanto:

$$A_t = (16)(0.2618) \\ = 4.1888 \text{ ft}^2 / \text{tubo}$$

$$A = (724)(16)(0.2618) \\ = 3032 \text{ ft}^2 \text{ por coraza}$$

Total de cuerpos = 10, 5 en paralelo, 2 en serie.
Area real = 32 326 ft²

$$U_d = Q / (\Delta T) (A) \\ = 39\,873\,133 / (23.48)(32\,326) \\ = 53$$

Deflectores:

$$A_s = DI (C \cdot B / 144 \text{ Pt}) \\ = (42)(0.25)(10) / (144)(1.25) \\ = 0.5833 \text{ ft}^2$$

$$G_s = W / A_s \\ = (1\,265\,814 / 5) / (0.5833) \\ = 434\,018 \text{ lb/ hr ft}^2$$

$$\begin{aligned} Re &= (De)(Gs)/(\mu) \\ &= (0.99/12)(434\ 018)/(2.6)(2.42) \\ &= 5\ 690 \end{aligned}$$

factor de fricción = $0.0024\ \text{ft}^2/\text{in}^2$

$$J_h = 40$$

$$h_o = J_h (k/De) (C \mu/k)^{1/3} \phi_s$$

$$h_o/\phi = (40)(0.29)/(0.99/12)$$

$$= 140.61$$

$$\begin{aligned} \Delta P &= f (Gs)^2 (Ds)(N + 1)/(5.22 \times 10^{10})(De)(S)(\phi_s) \\ &= (0.0024)(434\ 018)^2 (42/12)(19)(2) \\ &\quad (5.22 \times 10^{10})(0.99/12)(0.82)(1) \\ &= 17.02\ \text{psi} \end{aligned}$$

Caída de presión por los tubos:

$$\begin{aligned} A_t &= N_t (a \cdot t) / 144(n) \\ &= (724)(.479)/(144)(6) \\ &= 0.4030\ \text{ft}^2 \end{aligned}$$

$$Gt = w/at$$

$$= (996\ 829/5) / 0.4030$$

$$= 494\ 704\ \text{lb/hr ft}^2$$

$$Re = D (Gt) / \mu$$

$$= (0.782/12)(494\ 704) / (1)(2.42)$$

$$= 13\ 321$$

$$Jh = 46$$

factor de fricción = 0.00025

$$hi/\rho_t = (46)(0.694)/(0.782/12)$$

$$= 490$$

$$hio = hi (DI/DO)$$

$$= 490 (0.782/0.891)$$

$$= 430$$

$$\Delta P_t = (f)(Gt)^2(1)(n)/(5.22 \times 10^{10})(D)(S)(\rho_t)$$

$$= \frac{(0.0002)(494\ 704)^2(16)(6)(2)}{(5.22 \times 10^{10})(0.782/12)(1)(1)}$$

$$= 3.45\ \text{psi}$$

$$Uc = (hio)(ho)/(hio + ho) = (430)(141)/(430+141)$$

$$= 106$$

$$Rd = (Uc - Ua)/(Uc)(Ua) = (106 - 53)/(106)(53)$$

$$= 0.009 > 0.004$$

c.3 Cambiadores de calor agua de lavado - agua salada. (CC-17)

El agua de lavado que tiene que ser inyectada al crudo hidratado, deberá entrar aproximadamente a la temperatura de deshidratación (60 °C), y para ello se utiliza el agua salada que sale del deshidratador a 60 °C (140 °F).

- corriente de agua salada;

- flujo 100068 BPD
- temperatura de entrada (T₁) 60 °C (140 °F)
- temperatura de salida (T₂) dependerá del agua de lavado.
- gasto (W) 144.837 lb/hr.
- calor específico (Cp) 1 BTU/lb °F
- gravedad específica (S) 1
- viscosidad (μ) 1 cp
- conductividad térmica (k) 0.036
- factor de incrustación 0.0005

- corriente de agua de lavado;

- flujo 5 102 BPD
- temperatura de entrada (t₁) 25 °C (- 77 °F)
- temperatura de salida (t₂) 55 °C (131 °F)

- gasto (W) 73 648 lb/hr.
- calor específico (Cp) 1 BTU/lb ° F
- gravedad específica (S) 1
- viscosidad (μ) 1 cp.
- conductividad térmica (k) 0.036
- Factor de incrustación 0.0005

Balance de calor:

$$\begin{aligned}
 Q &= W(Cp)(\Delta T) = w (Cp) (\Delta t) \\
 &= (73\ 648)(1)(131 - 77) \\
 &= 3\ 976\ 993 \text{ BTU/hr.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta T &= \text{MLTD (ft)} \\
 &= (19.49)(0.825) \\
 &= 16.08^\circ \text{ F} \quad \text{para un cambiador 1-2}
 \end{aligned}$$

$$U_d = 250 = 500$$

$$\begin{aligned}
 A &= Q/(U_d)(\Delta T) \\
 &= 3\ 976\ 993/(250)(16.08) \\
 &= 989 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Con tubos de 3/4" en arreglo cuadrado, longitud de 16 ft, se tiene:

$$Nt = 989 \text{ ft}^2 / (0.1963) / 16) \\ = 315 \text{ tubos.}$$

Con una coraza de 25" se tienen 370 tubos,
con lo que el área corregida es:

$$A = (370)(0.1963)(16) \\ = 1162 \text{ft}^2$$

$$Ud \text{ corregida} = Q / (\Delta T)(A) \\ = 3\,976\,993 / (16.08)(1162) \\ = 213$$

Deflectores:

$$As = DI (C \cdot B / 144 \text{ pt}) \\ = (25)(0.25)(8) / (144)(1) \\ = 0.3462$$

$$Gs = W / As \\ = 144\,837 / 0.3462 \\ = 417\,130 \text{ lb/hr} \cdot \text{ft}^2$$

$$Re = De(Gs) / \mu \\ = (0.95)(417\,130) / (12)(1)(2.42)$$

= 13645.

Jh = 65

factor de fricción = 0.002

ho = Jh (k/DE)(C /N/k)^{1/3} ϕ_s
= 65 (0.356/(95/12)) ((1)(1)/0.356)^{1/3}

h_o = 529

Δ P = (f)(Gs)²(Ds)(N + 1) / 5.22 x 10¹⁰(De)(S)(ϕ)
= (0.002)(417 130)²(25/12)(2)(24)
(5.22 x 10¹⁰)(0.95/12)(1)(1)
= 4.21 psi

Caida de presión por los tubos:

At = Nt A^t / (144)(n)
= (370)(0.223) / (144)(4)
= 0.1432 ft²

Gt = W / At
= 73 648 / 0.1432
= 515 134 lb/hr ft²

$$\begin{aligned} Re &= D (Gt) / \mu \\ &= (0.532/12)(515\ 134)/(1.0)(2.42) \\ &= 9418 \end{aligned}$$

$$\text{factor de fricción} = 0.0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$h_i = 780 (1.02) = 795$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i(DI/DO) \\ &= (795) (0.532/0.641) \\ &= 660 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= (F)(Gt)^2(1)(n)/(5.22 \times 10^{10})(D)(S)(\phi_t) \\ &= \frac{(0.0003)(515134)^2(16)(4)}{(5.22 \times 10^{10})(0.532/12)(1)(1)} \\ &= 2.20 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_c &= (h_{io})(h_o)/(h_{io} + h_o) \\ &= (660)(529)/(660 + 529) \\ &= 294 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= (U_c - U_d)/(U_c \times U_d) \\ &= (294 - 213)/(294 \times 213) = 0.0013 > 0.001 \end{aligned}$$

c.4 Hornos de fuego directo (CF-1).

Estos hornos servirán para aumentar la temperatura del crudo deshidratado hasta 90-92 °C, utilizando gas como combustible.

En un predimensionamiento se busca encontrar las dimensiones generales del calentador (ya sea rectangular de tubos horizontales o cilíndrico con tubos verticales) como son largo, ancho, altura, diametro de los tubos, no. de pasos, no. de tubos totales; estos datos se encuentran a partir de la siguiente información:

$Q = w C_p \Delta T = (1265814) (0.55) (194 - 140)$	
- calor intercambiado	37 594 696 BTU/hr.
-> gasto del fluido	1 265 814 lb/hr.
- tipo de servicio	calentamiento de crudo deshidratado. (32 API).
- condiciones de operación	100 psig
"	$T_e = 140 \text{ F}$
"	$T_s = 194 \text{ F}$
- tipo de calentador	cilíndrico vertical.
- flux promedio radiación	10,000 BTU/hr - ft ²
- no. de pasos	1

Cálculo del área de la sección de radiación:

$$Ar = q_{ri} / \text{flux}$$

donde:

$$q_{ri} = Q \cdot (A) \cdot (N)$$

$$= 37\,594\,696 \cdot (0.62)$$

$$= 23\,308\,712 \text{ BTU/hr.}$$

$$= 23\,308\,712 / 10\,000$$

$$= 2\,331 \text{ ft}^2$$

Cálculo del no. de tubos:

$$N_{ti} = 1.253 / \sqrt{Ar / (DCC \cdot AU)}$$

donde:

DCC = distancia centro a centro de los tubos.

AU = Area

$$= 1.253 / \sqrt{(2\,331) / (9.6495)(0.666)}$$

$$= 24 \text{ tubos.}$$

$$\text{No. de pasos} = 1$$

$$LTE = Ar / (N_{tir} \cdot AU)$$

donde:

LTE = longitud efectiva de los tubos.

$$= 2\,331 / (24)(9.6445)$$

$$= 11 \text{ ft.}$$

Longitud de la seccion de radiación:

$$L_r = L_t + (2.0)(UBEND) + L_t(CEL) + 1.0$$

donde:

$$UBEND = 7.750 \text{ (longitud de retorno)}$$

$$\begin{aligned} &= (11) + (2.0)(7.75) + (11)(1) + 1.0 \\ &= 38.5 \text{ ft.} \end{aligned}$$

Cálculo del diámetro de la seccion de radiación:

$$CCTUB = (DCC) / \text{sen}(360/nti(2))$$

$$DIAM = CCTUB + 3DN$$

$$\begin{aligned} CCTUB &= 0.666 / \text{sen}(360/(24)(2)) \\ &= 5.46 \text{ ft.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} DIAM &= 5.46 (3(4/12)) \\ &= 5.46 \text{ ft.} \end{aligned}$$

Cálculo del ancho de la seccion de convección:

$$\begin{aligned} CONV &= (\text{no. tubos} \times \text{hilera}) (DCC) + DN \\ &= (4)(0.66) + (0.33) \\ &= 3.00 \text{ ft} \end{aligned}$$

Cálculo de la longitud de la sección de convección:

$$\begin{aligned} LTC &= 2.0 \sqrt{(DIAM/2)^2 - (CONV/2)^2} \\ &= 2.0 \sqrt{(5.5/2)^2 - (3.0/2)^2} \\ &= 4.60 \text{ ft} \end{aligned}$$

Aislamiento interno	4 1/2 de refractario.
Espesor mínimo de pared	3/16 "
Tubos	acero inoxidable tipo 304.

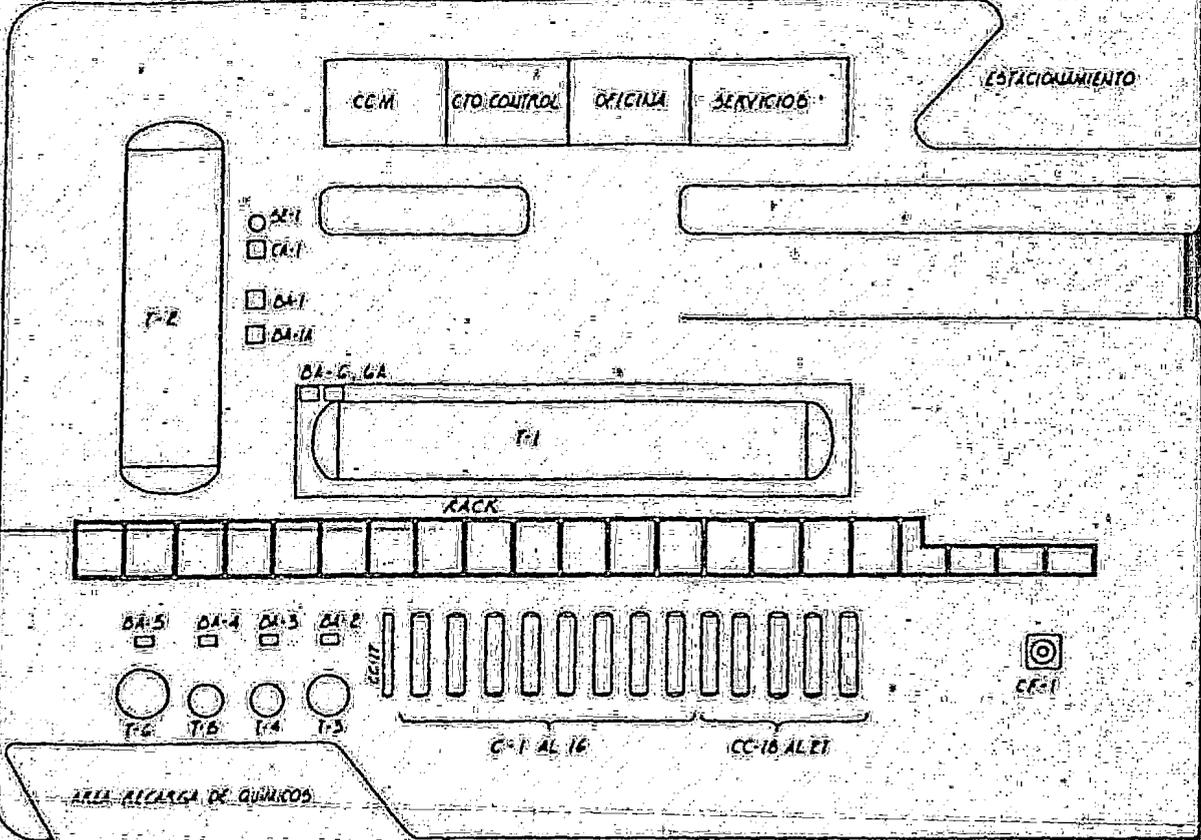
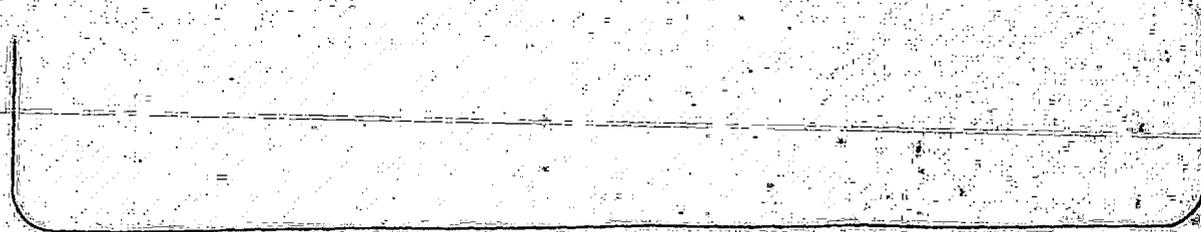
Accesorios:

Quemador completo con ventilador de aire, válvula reguladora de aire/ gas, piloto de encendido eléctrico con detector ultravioleta de flama, motor del ventilador de 2 HP, 460 V, 3 F, TEFC, ventilador de recirculación de aire con motor de 1 1/2 HP, y demás accesorios de control.



VIENTOS
DOMINANTES

VIENTOS
DEBILES



CC-M C/O CONTROL OFICINA SERVICIOS

ESTACIONAMIENTO

T-2

- DA-1
- CA-1
- CA-1
- DA-1A

DA-G, GA

T-1

RACK

DA-5 DA-4 DA-3 DA-2

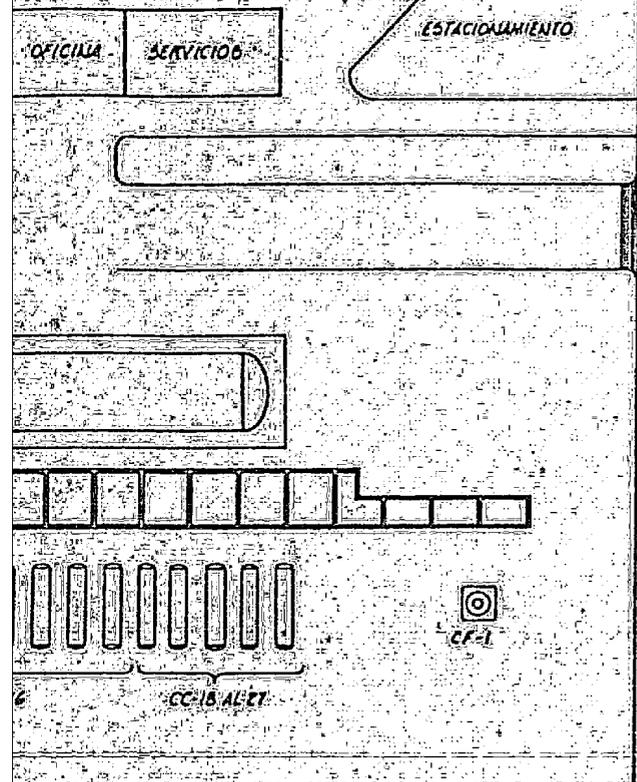
T-6 T-5 T-4 T-3

CE-1

C-1 AL 16

CC-18 AL 21

AREA RECARGA DE QUIMICOS



LISTA DE EQUIPO

TAG.	DESCRIPCION
1: BA-1A	BOMBAS DE CAUDO HIDRATADO
2:	
3: BA-2	BOMBAS DOSIFICADORAS ANTICORROSIVO
4: BA-3	BOMBA DOSIFICADORA DESEMPULVICANTE
5: BA-4	BOMBA DOSIFICADORA DESINCORUSTANTE
6: BA-5	BOMBA DOSIFICADORA DESPARAFINANTE
7: BA-6 CA	BOMBAS REMOZIONI DE LODOS
8: CC-1, 16	CANBIADORES DE CALOR CRUDO HIDRATADO - CRUDO DESHIDRATADO
9: CC-17	CANBIADOR DE CALOR AGUA LAVADO - AGUA SALADA
10: CC-18, 27	CANBIADORES DE CALOR AGUA DE ENFRIAMIENTO - CRUDO DESHIDRATADO
11: CF-1	CALENTADOR A FUEGO DIRECTO
12: T-1	TANQUE DESHIDRATADOR
13: T-2	TANQUE SEPARADOR DE AGUA
14: T-3	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ANTICORROSIVO
15: T-4	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE DESPARAFINANTE
16:	
17: T-5	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DESINCORUSTANTE
18: T-6	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DESPARAFINANTE
19: CA-1	COMPRESOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS
20: SE-1	SECADOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS

PLANTA DESHIDRATADORA
DE PETROLEO CRUDO
LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO

CAPITULO IV

ESTIMADO DE INVERSION.

III.1 Introducción.

La estimación de un proyecto (anteproyecto) comprende no solo los costos de ingeniería y construcción, sino también los de operación y mantenimiento de las obras o instalaciones, incluyendo planeación, ya que el éxito o fracaso de una inversión se decide en gran parte, en las etapas de estudio del proyecto.

Las estimaciones en proyectos, han causado durante mucho tiempo discrepancias en cuanto a seguir procedimientos uniformizados. Desde luego es lógico que cada industria, empresa o entidad gubernamental establezca su propio procedimiento pero también es lógico y correcto que se busque el camino apropiado para lograr la unificación y establecer un procedimiento para estimar cualquier proyecto.

El concepto de estimado, se refiere a poder evaluar

los costos de una inversión, que generalmente se pueden clasificar o agrupar de la siguiente manera:

- costos directos
- costos indirectos.

A su vez estos se pueden desglosar en elementos que se identifican de la siguiente forma:

- costos directos:
 - materiales
 - equipos
 - mano de obra
 - sub - contratos
 - honorarios a contratistas
- costos indirectos:
 - estudios
 - ingeniería básica
 - ingeniería de detalle
 - renta y mantenimiento de equipo de construcción
 - costos de supervisión
 - materiales de consumo
 - vigilancia
 - contingencias

En el desglose anterior solo se han mostrado los elementos mas importantes.

Un estimado preliminar se efectua con informacion general. El alcance de trabajo generalmente ha sido delineado, el lugar seleccionado y se tienen las dimensiones y localización general del equipo, se han definido claramente los materiales básicos y el equipo principal.

La tabla no. 3, da una idea de la información necesaria para cada uno de los tipos de estimaciones.

A partir de esta tabla se empezara a desglosar cada uno de los costos que influirán en el total de la inversión.

Esta tabla indica cuál es el porcentaje de aproximación en el presupuesto, por ejemplo, en un estimado preliminar se tendrá un mas menos 10% de aproximación.

GUIA DE INFORMACION PARA LA
ESTIMACION DE COSTOS.

a	Estimado detallado	+40
b	Estimado definitivo	+30
c	Estimado preliminar	+20
d	Estimado de estudio	+10
e	Estimado orden de magnitud	0
		-10
		-20
		-30
		-40

	a	b	c	d	e
LOCALIZACION Y DESCRIP. LUGAR	x	x	x	x	
Capacidad de carg. terr.	x	x	x		
Plano general y topog.	x	x			
Loc. cambios de FFCC	x	x			
Detalle de desar. lugar	x				
DIAGRAMA DE FLUJO					
Preliminar		x	x	x	
De detalle	x				
LISTA DE EQUIPO					
Prelim. con dim. y mat.			x	x	
Especific. detalladas	x	x			
Arreglo preliminar		x	x		
Arreglo detallado	x				
EDIFICIO Y ESTRUCTURA					
Tipo y dimensiones			x	x	
Cimentación preliminar		x	x		
Plantas y elevaciones	x	x			
Ingeniería de detalle	x				
SERVICIOS					
Cantidades				x	
Diagrama prel. de flujo			x		
Balance de energía	x	x			
Diagrama de detalle	x	x			
TUBERIA					
Diagrama preliminar			x	x	
Diagrama de detalle		x			
Plantas, elev. isometric.	x				
INSTRUMENTACION					
Lista preliminar			x		
Espec. y diagramas	x	x			
Dibujos-finales	x				
ELECTRICO					
Lista de motores			x	x	
Subest. e iluminación	x	x	x		
Diagrama unifilar	x	x			
Dibujos finales	x				
AISLAMIENTO					
Espec. e ident. equipo	x	x			
HORAS - HOMBRE					
Ingeniería y dibujos	x	x	x	x	
Mano de obra por espec.	x				
Supervisión	x				
ALCANCE DE TRABAJO					
Producto, cantid. y local.				x	x
Mat. primas, serv. y almac.	x	x	x	x	x

IV.2: Desglose de los principales conceptos.

En base a lo dicho en el punto anterior, el desglose de los costos será:

- costo de terreno
- costo de equipos
- costo de edificios, estructuras y cimentaciones
- costo de servicios
- costo de tuberías
- costo de instrumentación
- costo de material y equipo eléctrico
- costo de ingeniería
- varios e imprevistos.

a) Costo terreno.

En base a que el tipo de planta que esta en estudio solo puede servir para una empresa "PEMEX" y que forma parte del proceso previo a la refinación primaria y/o venta del petróleo crudo, servicios que en México solo puede efectuarlos dicha empresa para-estatal, el costo del terreno representa un valor muy por debajo del costo comercial. Esto en base a que la planta deshidratadora solo puede lo-

calizarse en áreas ya propiedad de PEMEX en los que ya se encuentre operando.

b) Costo de los equipos:

En el capítulo anterior se estableció una lista de equipos principales, con sus características esenciales para poder estimarlos, además del costo del equipo debe considerarse el costo de montaje.

No. equipo	descripcion	costo junio 1982 Mex. \$	cimentacion ereccion y montaje
BA-1 -1A	Bombas de crudo hidratado: gasto: 3183 GPM pres. ent. 3.8 psig pres. desc. 270 psig	4052000	729360 (18%)
BA-3	Bomb. dos. de anticorrosivo. gasto: 0.06 GPM HP: 1/3 HP	304000	45600 (15%)
BA-4	Bomba dos. de desesulficante: gasto: 0.06 GPM HP: 1/3 HP	304000	45600 (15%)
BA-5	Bomba dos. de desincrustante. gasto: 0.06 HP HP: 1/3 HP	304000	45600 (15%)
BA-6	Bomba dos. de desparafinante. gasto: 0.06 HP HP: 1/3 HP	304000	45600 (15%)

BA-7 =7A	Bomba de remoción de los. gasto: HP:		incluido con la deshidratadora.
CC-1 = al-16	Camb. calor crudo hidra- tado-crudo deshidratado carcasa: 42" no. tub/arrg/long/ 724/cuad. 1 1/4"/16ft. c. térmica: 23,584,761 BTU/hr	33629000	6053220 (18%)
CC-17	Camb. calor agua lavado- agua salada. carcasa: 25" no. tub/arrg/long/ 370/cuad. 3/4"/16ft. c. térmica: 3796993 BTU/hr.	2607000	469260 (18%)
CC-18 al-27	Camb. calor agua de enfria- miento-crudo deshidratado carcasa: 42" no. tub/arrg/long/ 724/cuad. 1 1/4"/16ft. c. térmica: 39873163 BTU/hr.	21018000	3783240 (18%)
CF-1	Calentador a fuego direc- to: c. térmica: 37594696 BTU/hr no. tubos: 24 cilíndrico vertical $\phi = 5.46$ ft, long. 38.5 ft.	40000000	14000000 (35%)
T-1	Tanque deshidratador elec- trostático. $\phi = 14$ ft, long. = 90 ft. SA-515 gr. 70, 2" espesor.	16083000	5269050 (35%)
T-2	Tanque separador de agua $\phi = 17.51$ ft, long. = 61.73 A-285 gr. C	3000000	1050000 (35%)
T-3	Tanque de almacenamiento de inhibidor de corrosión. $\phi = 7$ ft, long. = 8.64 ft. A-283 gr. C	94300	18160 (20%)
T-4	Tanque de almacenamiento de desemulsificante. $\phi = 6$ ft, long. = 7 ft. A-283 gr. C	66 300	13260 (20%)

T-5	Tanque de almacenamiento de desincrustante. Ø = 6 ft. long. = 7 ft. A-283 gr. C	66 300	13260 (20%)
T-6	Tanque de almacenamiento de desparafinante. Ø = 10 ft. long. = 12 ft. A-283 gr. C	186 300	37260 (20%)
CA-1	Compresor de aire para instrumentos. capacidad: 87 SCFM HP: pres. base: 125 psig	18250000	821250 (4.5%)
SE-1	Secador de aire para instrumentos. dimensiones: capacidad: 87 SCFM	214000	117700 (55%)

COSTO TOTAL DE EQUIPOS PRINCIPALES: \$ 124'057,000. M.N.

COSTO TOTAL DEL MONTAJE: \$ 32,918,120. M.N.

*NOTA: Para la mayoría de los equipos se obtuvo cotización mediante investigación directa con fabricantes y proveedores.

c.) Edificios, estructuras y cimentaciones:

Dentro de este punto se consideraron los siguientes conceptos:

descripción	m ²	costo total construcción. junio 1982.
1- cuarto de control	35	472 000.

2- cuarto de CCM.	35	472,000.
3- oficinas	35	472,000.
4- edificio de servicios (banos, vestidores, comedores)	45	243,000.
5- cobertizo bombas c. hidratado y compresor	27	270,000.
6- cobertizo bombas químicas.	9	90,000.
7- estructura del rack.	121 ton.	8'418,712.
8- cimentaciones de equipo. incluido en el montaje del equipo.		
9- pavimentos	3500	1'050,000.
10- varios	10%	1'148,771.
TOTAL OBRA CIVIL		\$ 12'636,483.

d) Servicios:

Los servicios necesarios en la planta motivo del estudio son:

- gas: para los hornos de fuego directo

para los servicios de comedor y regaderas.

- agua de enfriamiento: para los cambiadores de calor de crudo deshidratado - agua de enfriamiento.

- agua: para la red contra incendio

para los servicios como comedores, sanitarios y regaderas.

para limpieza de la planta.

- energía eléctrica
- equipo de radio y telefonía
- planta de emergencia.

Estimación de los costos de los puntos anteriores:

- consumo de gas para los hornos de fuego directo: 37,594 FT³/hr.
costo metro cubico: \$4.0 /m³
costo total por c/100 000 bls. de crudo tratado. \$ 102,238./día
- consumo de agua de enfriamiento: 261 m³/hr.
costo por metro cubico: 0.60 \$/m³
costo total por c/100 000 bls. de crudo tratado. \$ 10,958./día
- consumo de agua de servicios: 20 m³/hr.
costo por metro cubico: 1.8 \$/m³
costo total por día: \$ 8.64
- consumo de energía eléctrica:
proceso: 22 989 kw-h
alumbzrado: 258 kw-h
costo por KW-hr. 0.70 \$/kw-h
costo total por día: \$ 16,389.
- equipo de radio y telefónico \$ 2,000.000.
- planta de emergencia: \$ 350,000.
KW-hr: 250 kw-h

e) Tuberías:

La cantidad de tubería necesaria de acuerdo al diagrama de tubería e instrumentación y al plano de localización de equipo es:

cantidad	especificacion.	costo junio - 1982.	montaje (43%)
34 m	16" ced. 10	200 124	86 053
170 m	14" ced. 40	890 120	382 751
104 m	12" ced. 40	522 652	224 740
20 m	10" ced. 40	98 700	42 441
10 m	8" ced. 40	34 890	15 003
279 m	6" ced. 40	697 500	299 925
236 m	4" ced. 40	328 984	141 463
39 m	3" ced. 40	40 482	17 407
62 m	2" ced. 40	51 522	22 154
44 m	3/8" ced. 80	16 764	7 208
60 m	2" ced. 40	49 860	21 439

Ademas en este concepto se consideran válvulas, accesorios, aislamiento, etc.

- válvulas principales:

cantidad	especificacion	costo junio - 1982.	montaje (35%)
2	válvula de compuerta, 150 #, bridada. 16"	540 000	189 000

11	14"	1925000	673750
19	6"	418000	146300
40	4"	560000	196000
2	3"	20000	8600
10	2"	80000	34400

Valvula
150#, bridada.

1	14"	151000	64930
1	2"	6000	2580

Valvula de globo ,
150#, bridada.

3	14"	220000	94600
3	2"	15000	6450

Accesorios varios:

cantidad	especificacion (conexiones soldables)	costo junio -1982.	montaje (37%)
5	codo 90 16" ced. 10	120000	44400
13	codo 90 14" ced. 10	218400	80808
2	codo 90 12" ced. 40	9600	3552
38	codo 90 6" ced. 40	91200	33744
18	codo 90 4" ced. 40	21600	7992
7	codo 90 3" ced. 40	4200	1554

14	codo 90 ced. 40	5040	1864
12	tee recta 14" ced. 10	288000	106560
10	tee recta 12" ced. 10	1800000	666000
11	tee recta 10" ced. 40	145200	53724
4	tee recta 8" ced. 40	33600	12432
18	tee recta 6" ced. 40	86400	31968
34	tee recta 4" ced. 40	81600	30192
1	tee recta 2" ced. 40	1700	829
	reduccion concentrica		
4	16" x 4" ced. 10	113600	42190
2	14" x 12" ced. 10	31200	11544
4	12" x 10" ced. 40	27360	10123
4	8" x 4" ced. 40	24000	8880
18	10" x 4" ced. 40	140400	51948
8	14" x 4" ced. 40	74880	27705
2	14" x 10" ced. 40	3120	1154
6	12" x 4" ced. 40	87840	32500
2	10" x 6" ced. 40	8400	3108
13	6" x 4" ced. 40	39000	14430
	Bridas 150#, cuello sold.		
6	16" ced. 10	162000	59940
35	14" ced. 10	735000	249900
20	6" ced. 40	660000	244200

110	4 ^a ced. 40	231000	85470
6	3 ^a ced. 40	9900	3363
30	2 ^a ced. 40	31500	11655
10	hidrantes para servicio contra incendio.	1000000	370000

* NOTA: El sistema contra incendio y el agua de este sistema serán suministrados en el L.B. en el sitio de la planta.

	Esparragos con dos tuercas.		
96	1" x 5 1/4"	91200	--
420	1" x 5"	40320	--
160	3/4" x 3 3/4"	11520	--
1024	5/8" x 3 1/2"	98304	--

f) Costo de instrumentación.

Los instrumentos principales de acuerdo al Diagrama de tubería e instrumentación son:

cantidad	descripción	costo junio 1982	montaje (37%)
1	válvula cont. de nivel	400000	148000
1	cont. ind. de nivel	37500	13875
85	indicadores de presión	2244000	830280
27	indicadores de temperat.	81000	29970
3	val.cont. de presión	300000	111000

1	val. de seguridad	400000	148000
2	indicadores de nivel	24000	8880
2	switch de presión	72000	26640
27	ind. int. de temperatura	2358750	872737
5	val. cont. de flujo	2000000	740000
1	cont. de presión	24000	8880
1	detector de agua y sedim.	189000	69930
1	tablero p/ instrumentos	300000	111000

Además de los instrumentos se deberá considerar el material para el montaje de los mismos:

150	mts. de tubing para el cableado eléctrico	52500
500	mts. de cable calibre 12 AWG	150000

g) Costo de equipo y material eléctrico.

El equipo y material eléctrico dependerá de la carga necesaria para que la planta trabaje. Como desglose principal se tiene:

cantidad	descripcion	costo junio - 1982.	montaje
1	transformadores, 150 KVA, 4160V/480V	2200000	440000 (20%)
1	CCM,	2000000	1260000 (63%)
1	tablero de alumbrado	55000	34650
1	tablero de distribución	130120	81975

cable: 500 mt. calibre 600 MCM	430130	270981
1500 mt. calibre 14 AWG	212268	133728
Sistema de tierras y aparta- rroyos.	250000	157500
alumbrado interior y exterior 93 luminarias c/poste metálico 20 luminarias p/empotrar.	3325000	2094750
conduit: 250 mt. 3 1/2"	104166	66625
750 mt. 1/2"	67500	42525
varios: aprox. 30% del total	1440000	907200
TOTAL DE EQUIPO ELECTRICO E INST.	\$	12'815,370.
TOTAL DE MATERIAL (Tuberías, eléc- trico e instrumentación)	\$	21'634,336.
TOTAL DE MONTAJE PARA EQUIPO Y MATERIALES.	\$	13'269,049.

h) Costo de la ingeniería.

Dentro de este punto se tienen que evaluar las ho-
ras - hombre necesarias para realizar la ingeniería
de detalle. Esta evaluación esta basada en el nú-
mero de documentos que se deben emitir (planos, es-
pecificaciones de equipo, listas de materiales,
etc.), además de los servicios de procuración

inspección de equipo y materiales. Para simplificación serán separados por áreas:

Proceso/Mecánico:

- 1 plano de localización de equipo.
- 1 diagrama de tubería e instrumentación
- 1 diagrama de flujo
- 1 diagrama de servicios
- 17 especificaciones de equipo

Tuberías:

- 1 arreglo general de tuberías
- 2 planos para los hornos de fuego directo (planta y elevaciones.)
- 2 planos para la deshidratadora de crudo (planta y elevaciones)
- 2 planos para los cambiadores de calor crudo - crudo (planta y elevaciones)
- 2 planos para los cambiadores de calor agua - agua (planta y elevaciones)
- 2 planos para los cambiadores de calor crudo - agua (planta y elevaciones)
- 2 planos para red contra incendio.
- 2 planos para el sistema de dosificación de químicos.

- 50 isométricos
- 7 listas de materiales

Eléctrico:

- 1 diagrama general de control
- 1 sistema general de tierras
- 1 diagrama de clasificación de áreas
- 1 diagrama de fuerza
- 1 plano de alumbrado exterior
- 1 plano de detalles
- 1 plano de alumbrado de edificios
- 6 listas de materiales
- 9 especificaciones de equipo

Instrumentación:

- 1 diagrama para el tablero de control
- 1 diagrama de arreglo neumático
- 1 diagrama de señales eléctricas y neumáticas
- 12 diagramas típicos de instalación
- 2 diagramas de lazos
- 1 diagrama lógico
- 4 listas de materiales
- 9 especificaciones de equipo

Civil:

- 3 planos (edificios/cimentaciones/estructuras)
- 3 planos cimentaciones de equipos
- 2 planos para rack de tuberías
- 1 plano de drenajes
- 1 plano de urbanización y niveles
- 1 plano de pavimentos

Arquitectónico:

- 3 planos (fachadas edificios/detalles/sistema hidráulico)
- 1 plano del cobertizo casa de bombas

Se consideran 80 horas - hombre por plano, 100 horas - hombre para especificaciones de equipo, 30 horas - hombre para listas de materiales. Por lo que el estimado en horas - hombre de ingeniería será:

Proceso:

4 planos	=	320 h/h
17 especific. equipo	=	1 700 h/h

Tuberías:

16 planos	=	1 280 h/h
50 isométricos	=	1 000 h/h

- 7 listas de material = 210 h/h

Electrico:

- 7 planos = 560 h/h

- 6 listas de materiales = 180 h/h

- 9 espec. de equipo = 900 h/h

Instrumentación:

- 8 planos = 640 h/h

- 4 listas de material = 120 h/h

- 9 especf. de equipo = 900 h/h

Civil:

- 11 planos = 880 h/h

Arquitectonico:

- 4 planos = 320 h/h

TOTAL DE H/H = 9 010 h/h

El costo de hora - hombre promedio en el mercado de las firmas de ingeniería, es de aproximadamente de \$ 500.00 por H/H.

En base a lo anterior se tiene que:

9 010 h/h (\$ 500.00/ h/h) = 4° 505 000.00

Mas el 18 - 24% por administracion y utilidad:

946 050.00

TOTAL DE INGENIERIA

5° 451 050.00

(junio-1982)

RESUMEN GENERAL DE COSTO DE INVERSION.

CONCEPTO	COSTO	MONTAJE	C. TOTAL.
COSTOS DIRECTOS:			223'888,058.
Equipos	136'872,370.	37'853,937.	174'726,307.
Materiales	21'634,336.	8'407,032.	30'041,368.
Obra civil	12'636,483.	-- --	12'636,483.
Sub contratos (3%)	6'483,900.	-- --	6'483,900.
COSTOS INDIRECTOS:			65'368,140.
Ingeniería básica	incluido en la ingeniería de detalle.		
Ingeniería de detalle	5'451,050.	-- --	5'451,050.
Renta y mant. de maq. p/construc.	--	-- --	
Supervisión, inspección de equipo. (10%)	22'260,500.	-- --	22'260,500.
Materiales de consumo	incluido en el montaje del equipo.		
Contingencias aprox. (17%)	42'555,590.	-- --	42'555,590.

CAPITULO V

PROGRAMA DE INGENIERIA Y CONSTRUCCION.

Ver diagrama anexo.

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

En la actualidad dos terceras partes de la producción de petróleo crudo se obtiene en forma de emulsión, que necesariamente deberá ser tratado.

La mayoría de los compradores de petróleo crudo requieren que el porcentaje de agua y sedimentos este por debajo del 2%, como ya lo planteamos en la introducción de este trabajo, llegandose a establecer en normas internacionales que este porcentaje sea del 0.5% en volumen de agua y una concentración no mayor de sal de 20 - 30 PTB, para el petróleo de exportación.

La presencia de sal y sólidos contaminan los equipos y catalizadores usados en los procesos petroquímicos, (p.e., en la literatura se encontró reportado que 1 lb de sal reducía la actividad de 700 lb de catalizador usado para la desintegración catalítica y para reducir esta pérdida de actividad, se deberá añadir al sistema 100 - 150 lb de catalizador fresco, con su respectivo costo).

El agua salada debido a su alta conductividad térmica, ab-

sorbe rápidamente calor, se requieren 350 BTU para elevar la temperatura de un barril de agua un grado Fahrenheit, esto es el doble del requerido para el petróleo crudo, (175 BTU / bl = °F).

Aun cuando no fue posible localizar estadísticas exactas de la cantidad de petróleo emulsificado producido en los campos petroleros, se logró obtener la siguiente información: En octubre de 1980 el pozo POL - 73 reportaba una concentración de sal de 4.1 lb/1000 bls (PTB) y solo presentaba huéllas de agua, en febrero de 1981 el mismo pozo reportaba 30 lb de sal por cada 1000 bls, y un porcentaje de agua igual a 2.5 en volumen.

Es posible que estos datos representen un síntoma en la declinación de producción en los pozos y por lo tanto la necesidad de instalar más plantas deshidratadoras de petróleo crudo para poder obtener el petróleo con calidad de exportación, por lo tanto el proceso de deshidratación del crudo es de suma importancia para México.

El costo promedio del tratamiento del petróleo emulsificado de acuerdo a éste estudio es de \$ 2.46 / bl., derivado de lo siguiente:

Inversión total	\$ 289'256,198.
Amortización anual	28'925,619.
* Costos de operación (+10%)	52'032,000.
Mantenimiento (3%)	8'677,685.

Costo total de deshidratación
por cada 100,000. Ebs. \$ 245,576.

tipo de cambio \$50.00/dolar (0.049 dolar/barril)
junio 1982.

(*) NOTA: no se incluyó en este renglón el costo de los químicos por no haberse localizado los precios.

En la actualidad debido a la tendencia en la baja de los precios del petróleo en el mercado mundial, es para México una necesidad aumentar su producción de petróleo para poder mantener su balanza de pagos, y mantenerlo dentro de especificación, para ser competitivos en calidad, por lo tanto además de inversiones en nuevos pozos productores, será necesario que la producción mantenga la calidad adecuada.

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFIA

Aries & Newton, "CHEMICAL ENGINEERING COST ESTIMATION"
Mc. Graw Hill, 1955.

Charles S. "ELECTRICAL CIRCUITS"
Mc. Graw Hill, 2da. edision, 1968.

Robert A. Wiley, "TWO STAGE DESALTING OF CRUDE AIDS
MAINTENANCE OPERATIONS"
Oil & Gas Journal, 8 april 1968.

Petrolite, S.A. "EL USO DE PRODUCTOS QUIMICOS EN LA PLANTA
DESHIDRATADORA DE CARDENAS, TABASCO"
no publicado.

C.E. Natco, "CATALOGO G- 1270 - A"
Div. Combustion Engineering Inc.

Petroleo Internacional, 1981.

C.E. Natco, "CATALOGO 1260 - A3"
Div. Combustion Engineering Inc.

American Petroleum Institute, API - 650, secc. 3.3.3.a.
(cálculo de tanques)

Lester Charles Uren, "INGENIERIA DE PRODUCCION DEL PETROLEO"
Mc. Graw Hill, 1era. edision, 1965.

Baton Rouge, "GUIDE TO PIPE SUPPORT DESIGN"
Hidrocarbon Processing, Sept., 1979.

Espinoza O. Hilario Ing. "LOS DESEMULSIFICANTES EN LA
DESHIDRATAACION DEL CRUDO"
Instituto Mexicano del Petróleo, Sin Fecha.

Brown & Root, "COST ENGINEERING HANDBOOK"
1975, no publicado.

Techint, S.A. "ESTIMACION DE COSTOS"
Escrito no publicado.

Robert H. Perry, "CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK"
Mc. Graw Hill, 1era. edición,

Kern Donald, "PROCESS HEAT TRANSFER"
Mc. Graw Hill, 1950

Cameron, "FLUJO DE FLUIDOS"
Editado por Ingersoll Rand.

Instituto Mexicano del Petróleo "REPORTE G-8807, CARACTERIS-
TICAS DE LA CORRIENTE DE SA-
MARIA."
Noviembre 1981, no publicado.

Instituto Mexicano del Petróleo "REPORTE G-8607,"
Octubre, 1980, no publicado.

Investigación directa.