

200.



# Universidad Nacional Autónoma de México

Escuela Nacional de Estudios Profesionales  
ZARAGOZA

ADAPTACION DE LA PLANTA DE AGUAS AMARGAS No.  
DOS DE LA REFINERIA MIGUEL HGO. PARA LA PRODUCCION  
DE GASOLINAS A PARTIR DE PRODUCTOS SEMIPROCESADOS

## T E S I S

Que para obtener el Título de  
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a n

JOSE REBOLLAR FLORES  
EVELIO JUAREZ OCAMPO

México, D. F.

1987



## **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 está 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

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

1	GENERALIDADES . . . . .	2
1.1	OBJETIVOS . . . . .	4
1.2	BASES DE DISEÑO . . . . .	4
1.3	DESCRIPCION DE LA PLANTA DE AGUAS AMARGAS No- DOS .	5
1.4	MEZCLA SEMIPROCESADA . . . . .	7
1.5	ALTERNATIVA DE ADAPTACION . . . . .	8
2	INGENIERIA DE LA PLANTA DE ACEITE RECUPERADO . . . .	10
2.1	DETERMINACION DE LA ALIMENTACION . . . . .	16
2.2	CALCULO DE LA TORRE . . . . .	30
2.2.1	METODO DE KUFEM . . . . .	31
2.2.2	CALCULO ETAPA POR ETAPA . . . . .	38
3	SELECCION DEL EQUIPO COMPLEMENTARIO . . . . .	58
3.1	EQUIPO EXISTENTE . . . . .	58
3.2	EQUIPO COMPLEMENTARIO . . . . .	60
4	PROCEDIMIENTOS DE PRUEBA, ARRANQUE Y EMERGENCIA . .	64
4.1	PRUEBAS . . . . .	64
4.2	PROCEDIMIENTOS DE ARRANQUE . . . . .	66
4.3	PROCEDIMIENTOS DE EMERGENCIA . . . . .	69

5	MANUAL DE OPERACION . . . . .	74
	5.1 OBJETIVO . . . . .	74
	5.2 MANEJO ANTERIOR DEL DRENAJE ACEITOSO . . . . .	74
	5.3 DESCRIPCION DEL PROCESO . . . . .	74
6	DATOS ECONOMICOS . . . . .	77

A N E X O S

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

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

Uno de los principales productos que se obtienen en el -- fraccionamiento del petróleo crudo es sin lugar a dudas la obten-- ción de gasolinas. Este energético debido a su importancia en la - vida de un País, obliga a que su producción sea constantemente in-- crementada para poder así satisfacer las necesidades del consumo - nacional. Por lo anterior PEMEX busca aumentar su producción apro-- vechando sus instalaciones existentes.

El presente trabajo se refiere a los aspectos técnicos y operacionales referidos a la adaptación de la planta de Aguas Amar gas No. 2 de la Refinería Miguel Hidalgo de Tula a su nueva fun--- ción, la cual será la producción de gasolinas a partir de produc-- tos pesados que originalmente se recirculan a la alimentación de - la Refinería.

Los aspectos técnicos y operacionales anteriores son básicamente los cálculos de ingeniería para aprovechar los equipos --- existentes; obtener una lista de equipo complementario; establecer los procedimientos para el arranque, paro y emergencia de la nueva planta; y establecer un manual de operación de la misma.

Los cálculos de ingeniería que se realizan son: la obten-- ción de las corrientes de salida de una torre existente de 30 eta-- pas, y el cálculo de los equipos involucrados como las bombas y -- los cambiadores para la definición de la planta que producirá gaso-- linas a partir de productos pesados y que aquí llamaremos "Planta-- de Aceite Recuperado".

Finalmente se obtienen algunos datos económicos de la --- planta con el fin de ver la plausibilidad de su realización.

C A P I T U L O 1

G E N E R A L I D A D E S

## C A P I T U L O   -1-

### G E N E R A L I D A D E S .

A pesar de que la Empresa Paraestatal Petróleos Mexicanos extrae del subsuelo casi 2 millones BBL/DIA (de barriles de -- crudo diarios) en 1985, buen porcentaje de este volúmen es destinado a la exportación y solo una pequeña cantidad es procesada en las diferentes refinerías del País. En la actualidad, un problema de esta rama industrial es el abastecimiento interno de gasolina, cuya creciente demanda obliga a la continua superación de la capacidad instalada. Por lo mencionado anteriormente, en Tula, Hgo. - en forma adyacente a la Refinería "Miguel Hidalgo", se construye otra de similares características; además se realizará la adaptación de la Planta de Aguas Amargas No. 2 de su función original - que es, la eliminación del Acido Sulfhídrico (Agotamiento de --- Aguas Amargas) a una nueva función consistente en la recuperación de gasolinas, a partir de diferentes corrientes de productos semi procesados y petróleo crudo procedente de las desaladoras.

El objetivo primordial de los trabajos de adaptación de la planta de Aguas Amargas a su nueva función, es el de incrementar la capacidad instalada; puesto que se pretenden procesar de - 3,000 (al iniciar) a 6,000 barriles por día de aceite semielaborado.

La adaptación de la Planta No. 2 es el Tema principal - de esta Tesis, lo cual comprende una serie de actividades que se mencionan posteriormente.

En este primer capítulo inicialmente presentamos una breve descripción de la planta de aguas amargas No- dos y después abordamos la planta adaptada que como ya mencionamos se denomina planta de aceite recuperado. Esto último comprende la presentación de objetivos de la adaptación, bases de diseño, descripción de la planta de aguas amargas No- dos y de la mezcla semiprocesada proveniente del drenaje aceitoso y presentación de alternativa de adaptación con sus argumentos de respaldo.

## 1.1 OBJETIVOS

- 1.1.1 Breve descripción del funcionamiento anterior (planta de aguas amargas No- dos).
- 1.1.2 Alternativa de adaptación.
- 1.1.3 Diseño de la alternativa.
- 1.1.4 Obtención de los siguientes documentos:  
D.T.I., D.F.P., Lista de equipo, Lista de instrumentos, Descripción del proceso, Procedimientos de arranque y emergencia.

## 1.2 BASES DE DISEÑO

Nombre: Planta de aceite recuperado

Localización: Refinería Miguel Hgo. de Tula

Función: Producir gasolinas a partir de corriente semiprocesada proveniente del drenaje aceitoso

Capacidad: 3000 BPD (6000BPD a futuro)

Capacidad de diseño: 6000 BPD

Composición de la alimentación: En base a reportes de laboratorio

Especificación del producto: De PEMEX para gasoli-  
Nova

Condiciones de alimentación a la planta: se recibe la corriente de carga a un tanque de balance atmosférico

### I.3 Descripción de la Planta de Aguas Amargas No. 2.

Dentro de la Refinería se genera una corriente compuesta por una mezcla de agua-ácido sulfhídrico (aguas amargas), de la --cual es necesario eliminar el ácido sulfhídrico para su posterior--disociación en azufre e hidrógeno. El hidrógeno se recircula y es--utilizado para reducir las olefinas a hidrocarburos saturados.

La planta de aguas amargas funciona de la siguiente for--ma:

a).- La corriente de aguas amargas proveniente del Tanque (TH-10-1201) es precalentada en los cambiadores de calor (CH-10---1301 A/B).

b).- La corriente antes mencionada continúa hasta el domo de la Torre de destilación (DA-10-1101). Ver fig. (I.1).

c).- Los cambiadores (CH-10-1301 A/B), utilizan una co---rriente de agua como fluido caliente, la cual finalmente es ali---mentada en la sección inferior de la Torre (DA-10-1101), utilizan--do para ello dos bombas de 30 HP (operación y relevo).

d).- En la base de la columna se mantiene un nivel de ---agua, con la finalidad de generar el vapor necesario para la sepa--ración, utilizando para ello un controlador de nivel.

El hervidor (CH-10-1302) se encargará de generar el vapor que ascenderá por la Torre a contracorriente con una cascada de --aguas amargas. Ver fig. (I.1)

e).- El vapor arrastrará el ácido sulfhídrico formando una corriente concentrada de  $H_2O - H_2S$ . Esta corriente será condensada en los soloaires (CO-10-1303 A/B).

La planta de aguas amargas No. 2 de la Refinería "Miguel-

Hidalgo" será desmontada y adaptada a la nueva función que será la obtención de gasolinas. Por lo anterior es conveniente el familiarizarse con el funcionamiento de esta planta, antes de proceder a realizar alguna actividad. El diagrama esquemático se muestra en la siguiente hoja.

DIAGRAMA DE FLUJO  
 PLANTA DE AGUAS AMARGAS N.º 2  
 REFINERIA MIGUEL HGB. DE TULA.

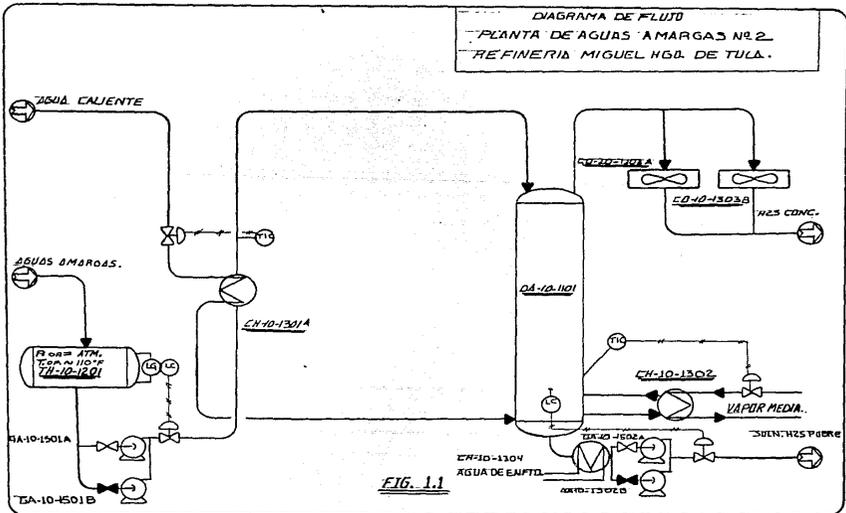


FIG. 1.1

#### 1.4 Mezcla Semiprocesada.

Mediante el drenaje aceitoso y desde diferentes áreas de la Refinería, se forma una corriente de varios productos terminados y semielaborados, así como petróleo crudo que proviene de las desaladoras. Esta corriente se estima en 6,000 B/D y fluye hacia los Tanques en serie de fondo cónico con máxima altura con respecto al nivel del piso. En estos Tanques (TV-70'S) la mezcla se drena y después de un tratamiento de efluentes se envía a los Tanques (TV-64/65); donde se continúa asentando y drenando. Los Tanques -- (TV-64/65, TV-70's) se encuentran fuera de límite de batería de la Planta de Aguas Amargas No. 2.

Se espera que en los Tanques (TV-64/65) la corriente alcance una temperatura de 22°C (72°F); ahora bien, su composición es incierta debido a que estos Tanques están sujetos a recibir con taminantes del poliducto de Salamanca, relevo de los poliductos -- de Tula-Azcapotzalco y Tula-Pachuca, y en ocasiones cuando es nece sario limpiar los Tanques (TV-64/65) reciben gasolina. Todo lo men cionado anteriormente genera cierta incertidumbre y variabilidad en la composición de la corriente ya mencionada.

La carga de la corriente establecida con la cual funciona rá la planta ya modificada será bombeada al Tanque de balance (TH-10-1201) ya existente en el área de la planta de Aceite Recuperado. (Ver Diagrama de flujo de proceso de la planta ya modificada - fig. 1.2); el cual tiene una capacidad de 34000 Lts. (1201 Ft<sup>3</sup>).

### 1.5 Alternativa de adaptación

Esta fué la que surgió como más adecuada después del análisis en borrador de algunas opciones. Se consideró la disponibilidad de equipo y las características que pudieran obtenerse de ellos por medio de un levantamiento físico en el área correspondiente. También se consideró el ahorro de energía al precalentar la alimentación aprovechando el calor de la corriente proveniente del fondo de la torre, así como la disponibilidad de vapor de media, aire de instrumentos y agua de enfriamiento.

Por el equipo existente, no hay mayores problemas para adaptar ésta planta a su nueva función de producir gasolinas a partir de la corriente del drenaje aceitoso. Para ello se propone lo siguiente:

A) Tentativamente se utilizará el cambiador CH-10-1302 -- como rehervidor del fondo de la torre para generar los vapores de la corriente V (caudal molar interno del vapor en zona de agotamiento).

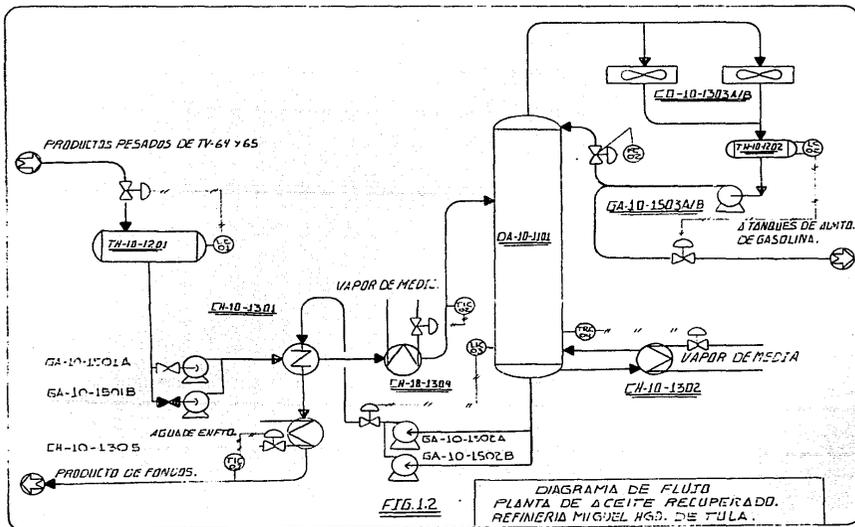
B) Los soloaires CO-10-1303A/B tentativamente se utilizarán para condensar totalmente los vapores de gasolina, provenientes del domo de la torre.

C) Se aprovechará el producto de fondos para precalentar la alimentación utilizando para ello el cambiador CH-10-1301.

D) Con el cambiador CH-10-1302 se calentará la alimentación hasta la temperatura de carga a la torre (T.B. de la alimentación). - Se utilizará aquí el vapor de media disponible en los límites de batería de la planta.

E) Se adicionará la bomba para el producto del domo, el -- cambiador para enfriar la corriente del producto de fondos de la torre hasta una temperatura adecuada para su manejo y el acumulador de condensados

Esta descripción se esquematiza en la siguiente hoja (figura 1.2), y en el diagrama de flujo de proceso que se anexa en el apéndice



C A P I T U L O 2

INGENIERIA DE LA PLANTA DE ACEITE RECUPERADO

## Capítulo 2

### INGENIERIA DE LA PLANTA DE ACEITE RECUPERADO

Este capítulo trata del chequeo de una torre existente - de 30 platos reales para que produzca gasolinas como destilado. - Como se puede observar en el diagrama de flujo de la planta de -- aceite recuperado, el producto de fondos es recirculado hasta la alimentación de la refinería, y el destilado (gasolinas) es enviado a depuración. Por ello podemos seleccionar una distribución de los componentes claves adecuada considerando 30 platos disponi--- bles.

Para realizar estos cálculos se utilizarán dos métodos - que son los siguientes:

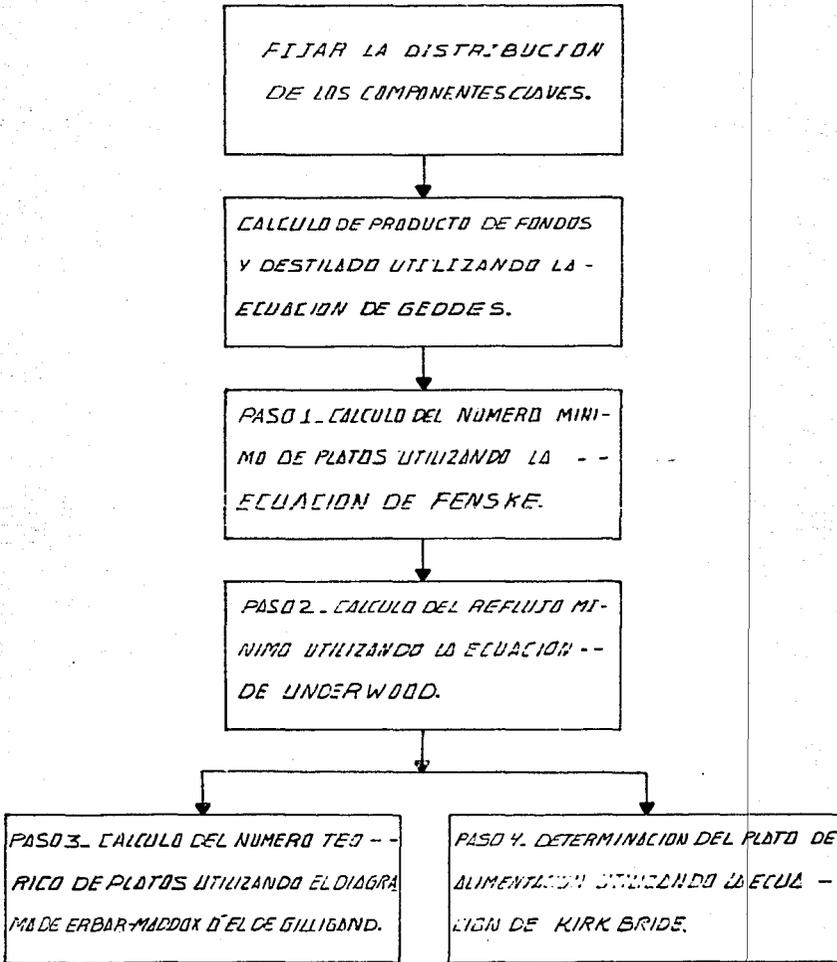
- K.U.F.E.M.
- Cálculo plato a plato con  $K_i = F (t, p, X_i \text{ e } Y_i)$

El Método "K.U.F.E.M." es un método corto que conjunta - las ecuaciones de Kirkbride, Underwood, Fenske y Erbar-Maddox; y que permite calcular el número mínimo de platos, el reflujo mínimo, el número teórico de platos y el plato de alimentación. Todo esto en la siguiente secuencia.

Al utilizar este método de K.U.F.E.M. en la torre ----- DA-10-1101 se hará con ciertas variantes ya que como se mencionó anteriormente solo se trata de un chequeo y no de un diseño del -- equipo. Las ecuaciones involucradas son las siguientes:

Ecuación de Geddes:

$$\log \left[ \frac{(N_i) D}{(N_i) B} \right] = c \log \alpha_i + c' \dots \dots \dots (2.1)$$



SECUENCIA DE CALCULO  
DEL METODO DE KUFFEL

Ecuación de Fenske:

$$N_{\min} = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_1}{X_h} \right)_D \left( \frac{X_h}{X_1} \right)_B \right]}{\log \alpha_1} \quad \text{---(2.2)}$$

Ecuaciones de Underwood:

$$\sum_{i=1}^k \frac{(\alpha_i X_i)_F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \text{--- (2.3)}$$

$$\sum_{i=1}^k \frac{(\alpha_i X_i)_D}{\alpha_i - \theta} = R_{\min.} + 1 \quad \text{--- (2.3')}$$

Ecuación de Kirk-Bride:

$$\log \left( \frac{M}{P} \right) = 0.206 \log \left[ \left( \frac{B}{D} \right) \left( \frac{X_h}{X_1} \right) \left[ \frac{X_{1,B}}{X_{h,D}} \right]^2 \right] \quad \text{--- (2.4)}$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_h} \quad \text{--- (2.5)}$$

Donde:

B - Producto de fondos el LB-MOL/hr

D - Destilado en LB-MOL/Hr.

n - Número de mols

X - Fracción Mol

$\alpha_i$  - Volatilidad relativa con respecto al clave pesado a las condiciones de la alimentación.

k - Constante de equilibrio líquido-vapor.

m - Número de etapas sobre la etapa de alimentación.

p - Número de etapas por abajo de la etapa de alimentación.

$N_{\min}$  - Número mínimo de etapas.

q - "1" para líquidos saturados, "0" para vapor saturado

Subíndices:

- F- Alimentación
- B- Producto de fondos
- D- Destilado
- i- Componente "i"
- L- Clave ligero c.l.
- H- Clave pesado c.p.

El método riguroso plato a plato calcula las composiciones plato por plato del líquido y del vapor, perfil de temperaturas, plato de alimentación y número de platos teóricos. Se basa en relaciones de equilibrio evaluadas como una función de  $T$ ,  $P$ ,  $X_i$  e  $Y_i$  mediante el método de Chao-Seader.

Secuencia del cálculo:

- A- Se calcula la composición de la alimentación.

Los datos de laboratorio reportados por PEMEX muestran los resultados de una destilación atmosférica, es decir temperatura vs % de vaporización. En base a ello se determina la composición de la corriente de carga.

- B- Se determinan las condiciones de la alimentación.

Esto es en base a que se requiere líquido --

saturado en el plato de alimentación.

Con ésta composición se procede al calculo -- preliminar con el método corto de KUFEM que consiste - en lo siguiente:

1- Calculo de la distribución de los componen tes.

Para ello utilizaremos la ecuación de Geddes.

2- Se calcula el reflujo mínimo.

Esto es mediante la ecuación de Underwood.

3- Calculo del número mínimo de platos.

Utilizando la ecuación de Kirkbride.

4- Calculo del número de platos teóricos y la eficiencia del equipo.

Aquí se procede a fijar una eficiencia global del 50% que es normal para estos equipos, y con ello - se obtiene un reflujo de operación.

Una vez realizado éste calculo, se procede al de etapa por etapa utilizando la ecuación de Chao-Sea-der. ésta secuencia de calculo es la siguiente:

1'- Se utiliza la distribución de los compo- nentes obtenida con la ecuación de Geddes.

2'- Se evalúan los equilibrios en cada etapa. Se efectúa desde el domo para obtener el plato de alimentación que es el que cumple con la inecuación (3.6).

3'- Se evalúan los equilibrios en cada etapa. Pero ahora se efectúa desde el fondo hasta -- obtener el plato de alimentación que es el que cumple con la inecuación (3.11).

Con los pasos 2' y 3' se obtienen la cantidad de platos teóricos en las zonas de enriquecimiento, -- agotamiento, y los platos teóricos totales. Además debido a que en el cálculo de cada etapa se evalúa su temperatura, se obtiene de esta manera el perfil de temperaturas.

2 .1 Determinación de la alimentación.

2 .1.1 Composición de la alimentación.

Se realizó una destilación intermitente por parte de PEMEX, de cada una de las muestras de los tanques TV-64 y TV-65, y los resultados son los siguientes:

TV-65

Temperatura (°C)	% Vol. destilado a 760 mm Hg.
38	TIE (T.inic. eb.)
140	10
150	14
165	20
185	27.3
194	30
205	34.3
215	37.6
226	40
265	50
285	54.3
300	58
310	60

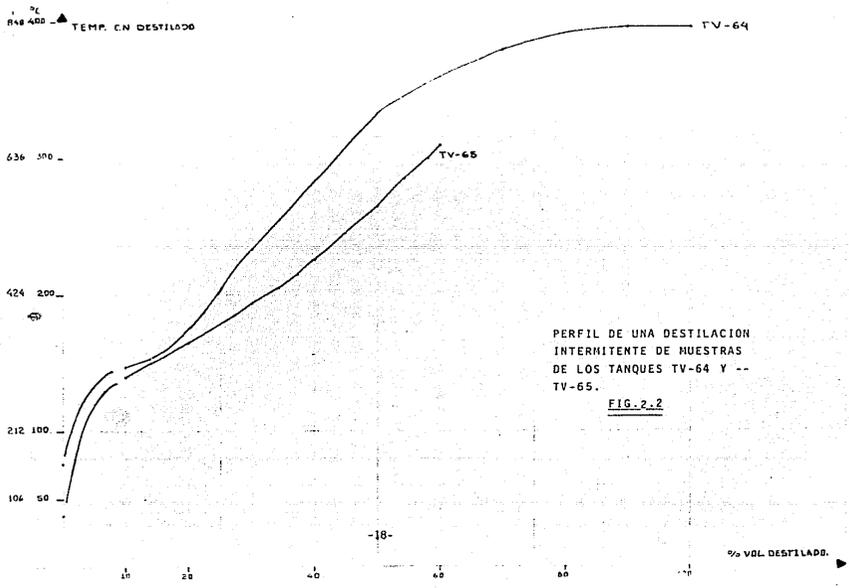
TABLA 2 .1

TV -64

TABLA 2 .2

Temperatura °C	% en volúmen de destilado a 760 mm. Hg.
76	TIE
147	10
153	14
233	30
333	50
380	70
397	90
397	TFE (Temp. final de ebullición)

Estos datos fueron utilizados para obtener la gráfica - de temperatura de los vapores destilados contra por ciento en volúmen destilado.



PERFIL DE UNA DESTILACION  
 INTERMITENTE DE MUESTRAS  
 DE LOS TANQUES TV-64 Y --  
 TV-65.

FIG. 2.2

Esta gráfica proporcionará la composición volumétrica de las muestras. Por cada intervalo de Temperaturas del Destilado, se consideró sólo "un componente representativo" cuya Temperatura de Ebullición se encuentra en dicho Rango, y la cantidad destilada deberá proporcionar finalmente la composición volumétrica, la cual se transforma a Fracción Molar utilizando la densidad y peso molecular de cada componente representativo.

TV - 65

Temperatura de los Vapores -- destilados. (°C)	% en volúmen des tilado desde la T.I.E	% en volúmen des tilado en el ran go de Temperatu ras.	(°C) Rango de-- Temperatu ras.
38	-	-	
60	0.65	0.65	38-60
80	1.50	0.85	61-80
100	3.00	1.50	81-100
120	5.50	2.50	101-120
140	10.00	4.50	121-140
160	18.00	8.00	141-160
180	25.50	7.50	161-180
200	32.25	6.75	181-200
220	38.75	6.50	201-220
>220	100.00	61.25	>220

TABLA 2.3

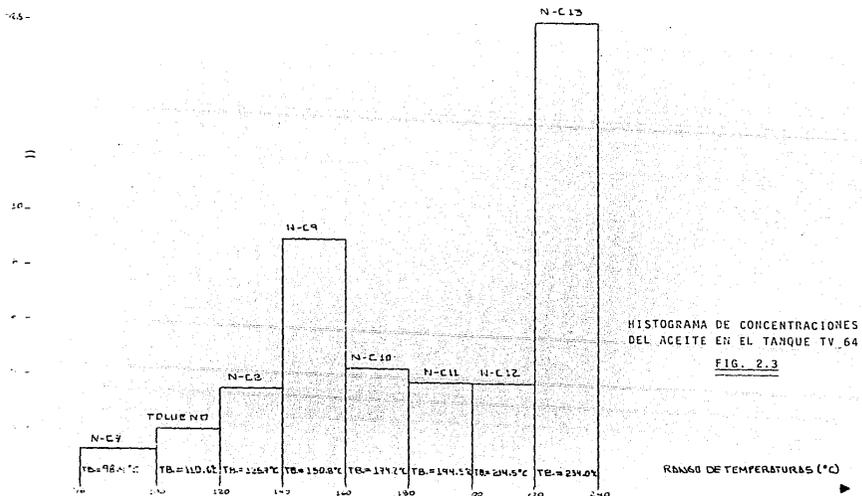
TV - 64

TABLA 2.4

Temperatura de los Vapores -- destilados. (°C)	% en volúmen des tilado desde la T.I.E.	% en volúmen des tilado en el ran go de Temperatu ras.	(°C) Rango de -- Temperatu ras.
76	0.0	-	-
100	1.25	1.25	76-100
120	3.25	2.00	101-120
140	6.75	3.50	121-140
160	15.75	9.00	141-160
180	20.00	4.25	161-180
200	23.75	3.75	181-200
220	27.50	3.75	201-220
220	100.00	72.50	220

Como se mencionó anteriormente, se seleccionarán componen tes representativos que tengan sus temperaturas de ebullición en los rangos mostrados. De esta manera se construyen los siguientes Histogramas. Estos componentes se tomarán como base para determi nar la composición de la alimentación de la Torre, suponiendo que se formará con cantidades iguales de las corrientes provenientes de los Tanques TV-64 y TV-65, los cuales se encuentran fuera de esta Planta de Aceite recuperado.

Los Histogramas y las Tablas son las siguientes:



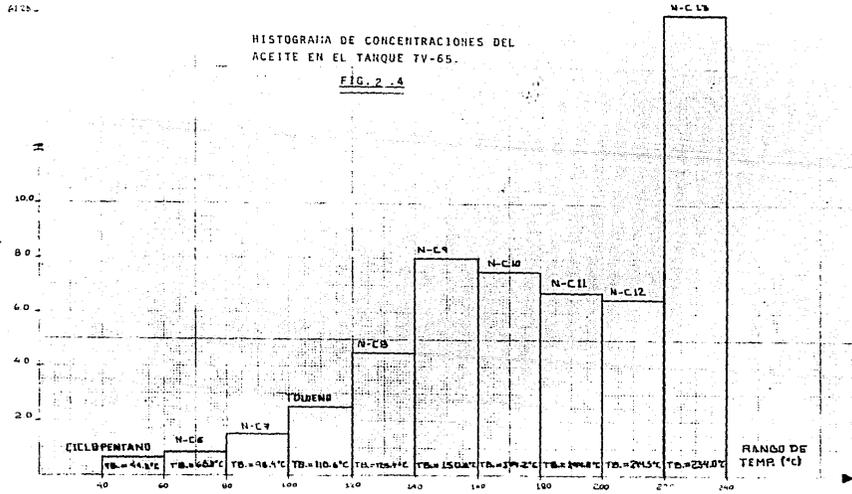


TABLA 2.5

<u>TV - 64</u>					
<u>NO. COMP.</u>	<u>N O M B R E</u>	<u>PESO MOLECULAR</u>	<u>DENSIDAD (LB/Ft<sup>3</sup>)</u>	<u>% EN VOLUMEN</u>	<u>LB MOL/100 Ft<sup>3</sup> MEZCLA TV - 64</u>
3	N - HEPTANO	100.2	42.94	1.25	0.5357
4	TOLUENO	92.14	54.40	2.00	1.1808
5	N - OCTANO	114.23	44.1043	3.50	1.3514
6	N - NONANO	128.26	45.03	9.00	3.1598
7	N - DECANO	142.28	45.81	4.25	1.3684
8	N - UNDECANO	156.30	46.24	3.75	1.1094
9	N - DODECANO	170.33	46.56	3.75	1.0317
10	N - TRIDECANO	184.35	47.23	72.50	18.5743

TV - 65

TABLA 2.6

NO. COMP.	N O M B R E	PESO MOLECULAR	DENSIDAD (LB/Ft <sup>3</sup> )	% EN VOLUMEN	LB MOL <sub>i</sub> /100 Ft <sup>3</sup> MEZCLA TV - 65
1	CICLOPENTANO	70.13	46.82	0.65	0.4340
2	N - HEXANO	86.18	41.44	0.85	0.4087
3	N - HEPTANO	100.20	42.94	1.50	0.6428
4	TOLUENO	92.14	54.40	2.50	1.4760
5	N - OCTANO	114.23	44.1043	4.50	1.7375
6	N - NONANO	128.26	45.03	8.00	2.8087
7	N - DECANO	142.28	45.81	7.50	2.4148
8	N - UNDECANO	156.3	46.24	6.75	1.9969
9	N - DODECANO	170.33	46.86	6.50	1.7882
10	N - TRIDECANO	184.35	47.23	61.25	15.6921

Como anteriormente se explicó, la corriente de alimentación a la Planta de Aceite Recuperado se formará de los contenidos de los Tanques TV - 64 y TV - 65. Debido a falta de información supondremos que volúmenes iguales provenientes de estos Tanques formarán la corriente de alimentación a la Torre de 30 platos de la Planta en cuestión.

Por lo tanto mezclándose las tablas para los Tanques TV-64 TV-65, se obtiene la siguiente composición de la alimentación.

C O M P O S I C I O N .

<u>NO.</u>	<u>N O M B R E</u>	<u>LBS-MOL<sub>i</sub>/200 Ft<sup>3</sup> ALIMENTACION</u>	<u>FRACCION MOL.</u>
1	CICLOPENTANO	0.4340	0.0075
2	N - HEXANO	0.4087	0.0071
3	N - HEPTANO	1.1785	0.0204
4	TOLUENO	2.6568	0.0460
5	N - OCTANO	3.0889	0.0535
6	N - NONANO	5.9685	0.1034
7	N - DECANO	3.7832	0.0656
8	N - UNDECANO	3.1063	0.0538
9	N - DODECANO	2.8199	0.0489
10	N - TRIDECANO	34.2664	0.5938
T O T A L		57.7112	1.0000

TABLA 2.7

2.1.2.- Determinación de Flujo, T, y P. de la Alimentación.

$$\begin{aligned} \left[ \begin{array}{l} \text{Volúmen} \\ \text{de} \\ \text{Alimentación} \end{array} \right] &= 6,000 \text{ BPD} \quad (\text{Ver bases de diseño}) \\ &= 33,692.4 \text{ Ft}^3/\text{DIA} \\ &= 1,403.85 \text{ Ft}^3/\text{Hr} \quad (22^\circ\text{C}, 1 \text{ ATM}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \left[ \begin{array}{l} \text{Flujo de} \\ \text{Alimentación} \end{array} \right] &= \frac{57.7112 \text{ LB-MOL}}{200 \text{ Ft}^3} * \frac{1,403.85 \text{ Ft}^3}{\text{Hr}} \\ &= 405.09 \text{ LB-MOL/Hr} \end{aligned}$$

Determinación de las Condiciones de la Alimentación.

La Torre de destilación operará como posteriormente se -- explica en este Capítulo, a una presión de 23.0 PSIA en el fondo y 19.4 PSIA en el domo. Sin embargo la alimentación entrará a la Torre a 25 PSIA como líquido saturado, logrando esto con bomba y cambiadores de calor existentes si estos cumplen en el chequeo -- que en este mismo Capítulo se reporta.

Por lo anterior se calcula la Temperatura de Burbuja ---- de la alimentación a 25 PSIA utilizando el procedimiento siguiente:

- 1.- Suponer una Temperatura  $T^*$
- 2.- Con  $T^*$  y 25 PSIA obtener las volatilidades  $K_i$ 's
- 3.- Obtener la suma de  $K_i Z_i$
- 4.- Si la suma de  $K_i Z_i$  es  $1 \pm 0.01$  Continuar. Si no lo es regresar a 1.
- 5.- Tomar condiciones de Alimentación como 25 PSIA y  $T=T^*$

Los resultados de este cálculo aparecen tabulados de la siguiente manera:

Primer Cálculo:

TEMPERATURA SUPUESTA

T\* = 360°F

<u>No. COMP.</u>	<u>K<sub>i</sub></u>	<u>K<sub>i</sub>Z<sub>i</sub></u>
1	10.60	0.0795
2	5.90	0.0419
3	3.50	0.0714
4	3.20	0.1472
5	3.15	0.1150
6	1.30	0.1344
7	0.79	0.0518
8	0.40	0.0215
9	0.24	0.0117
10	0.15	0.0891
T O T A L		0.7635

TABLA 2.8

Segundo Cálculo.

TEMPERATURA SUPUESTA  $T^* = 387^\circ \text{ F}$

<u>No. COMP.</u>	<u><math>K_i</math></u>	<u><math>K_i Z_i</math></u>
1	12.94	0.0970
2	7.10	0.0504
3	4.50	0.0918
4	4.12	0.1895
5	2.83	0.1514
6	1.67	0.1727
7	1.15	0.0754
8	0.59	0.0320
9	0.36	0.0176
10	0.22	0.1306
T O T A L		1.0084

ESTOS DATOS A DIFERENCIA DE LOS RESTANTES ESTAN  
COMO  $K_i = F(T, P)$

POR TANTO LAS CONDICIONES DE ALIMENTACION SON:

$P = 25 \text{ PSIA}$

$T = 387^\circ \text{ F}$

TABLA 2.9

## 2.2 Cálculo de la Torre.

La Torre de Destilación disponible en la Planta de Aceite Recuperado, cuenta con 30 platos perforados. Además debido a que la eficiencia global de estos equipos está entre 50 y 60%, consideraremos para el chequeo  $0.5 (30) = 15$  etapas teóricas de separación. A continuación presentamos los cálculos apoyándose en las siguientes bases:

### BASES:

- 1.- 15 etapas teóricas.
- 2.- Para gasolina Nova especificada por PEMEX:  
S Gr. = 0.726  
Presión de Vapor REID = 8.5 #  
Temperatura inicial de ebullición =  $41^{\circ}\text{C} = 105.8^{\circ}\text{F}$   
Peso molecular Promedio = 108
- 3.- Los componentes que forman una mezcla de las características anteriores, son hasta los números 5 y 6. Por tanto tomamos como claves Ligero y Pesado al N-OCTANO y N-NONANO respectivamente.

Proponemos primero 20% de distribución de ambos claves y checamos las etapas teóricas mediante los dos métodos de cálculo mencionados. En caso de no dar los 15 disponibles cambiaremos el grado de distribución o incluso de claves si es necesario. Las volatilidades calculadas para estos cálculos son por el método de Chao-Seader mediante un programa específico para esta mezcla en HP-41 CV y que se reporta en la bibliografía.

2.2.1 METODO DE KUFEM

DISTRIBUCION DE COMPONENTES CLAVES

EL 20% DE LAS CLAVES LIGERO Y PESADO APARECEN EN EL FONDO Y DESTILADO RESPECTIVAMENTE

<u>No. DE COM PONENTE</u>	<u>F(LB-MOL/HR)</u>	<u>D(LB-MOL/HR)</u>	<u>B(LB-MOL/HR)</u>
1	3.0464	3.0464	—
2	2.8688	2.8688	—
3	8.2722	8.2722	—
4	18.6487	18.6487	—
5	21.6818	17.3454	4.3364
6	41.8944	8.3789	33.5155
7	26.5552	—	26.5552
8	21.8039	—	21.8039
9	19.7936	—	19.7936
10	<u>240.5244</u>	—	240.5244
TOTAL	405.0894		

TABLA 2.10

Cálculo de la Distribución de los Componentes.

$$\log \frac{N_{i,D}}{N_{i,B}} = C \log \alpha_i + C' \quad \text{Ec. de Geddes}$$

Sustituyendo datos de Claves:

$$\log \frac{17.3454}{4.3364} = C \log 1.6946 + C'$$

$$0.6021 = 0.2281 C + C' \quad \text{Para Clave Ligera}$$

$$\log \frac{8.3789}{33.5155} = C \log 1 + C' \quad \text{Para Clave Pesada}$$

Resolviendo:

$$C' = -0.6021 \quad \text{y} \quad C = 5.2791$$

Sustituyendo en Ecuación de Geddes:

$$\log \frac{N_{i,D}}{N_{i,B}} = 5.2791 \log \alpha_i - 0.6021$$

Aplicando esta ecuación a todos los componentes tenemos el siguiente balance de Masa:

# Componente	F $\frac{\text{LB-MOL}}{\text{HR}}$	D $\frac{\text{LB-MOL}}{\text{HR}}$	$X_d$	B $\frac{\text{LB-MOL}}{\text{HR}}$	$X_b$	$\alpha_i$	Mi
1	3.0464	3.0460	0.0521	0.0004	$1.15 \times 10^{-6}$	7.7485	70
2	2.8688	2.8664	0.0491	0.0024	$5.92 \times 10^{-6}$	4.2515	86
3	8.2722	8.1558	0.1396	0.1164	0.0003	2.6946	100
4	18.6487	18.1729	0.3111	0.4758	0.0014	2.4671	93
5	21.6818	17.3454	0.2969	4.3364	0.0125	1.6946	114
6	41.8944	8.3789	0.1434	33.5155	0.0967	1.0000	128
7	26.5552	0.4207	0.0072	26.1345	0.0754	0.6886	142
8	21.8039	0.0264	0.0005	21.7775	0.0628	0.3533	156
9	19.7936	0.0017	$2.91 \times 10^{-5}$	19.7919	0.0571	0.2156	170
10	240.5244	0.0017	$2.91 \times 10^{-5}$	240.5227	0.6938	0.1317	184
Total	405.0894	58.4159	0.9999	346.6735	1.0000		

TABLA 2.11

Cálculo del número mínimo de Platos N<sub>min</sub>.

$$N_{\min} = \log \left[ \frac{X_{c1}}{X_{cp}} \cdot \frac{X_{c.p.}}{C.C.I.} \right] / \log \alpha \quad \text{Ec. de Fenske}$$

Al sustituir tenemos:

$$N_{\min} = 5.26$$

Cálculo del Reflujo mínimo R<sub>min</sub>.

$$\sum_{i=1}^{10} \frac{(x_i + z_i)}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad \text{ia. Ec. de Underwood}$$

q = 1 (Liq. Saturado) respecto al C.P. a condiciones de alimentación.

Sustituyendo datos:

$$\frac{0.0581}{7.7485-\theta} + \frac{0.0302}{4.2513-\theta} + \frac{0.0550}{2.6946-\theta} + \frac{0.1135}{2.4671-\theta} + \frac{0.0907}{1.6946-\theta} +$$

$$\frac{0.1034}{1.0-\theta} + \frac{0.0452}{.6886-\theta} + \frac{0.0190}{.3533-\theta} + \frac{0.0105}{.2156-\theta} + \frac{0.782}{0.1317-\theta} = 0$$

$$\theta = 1.3660$$

$$\frac{(x_i - x_D)}{x_i - e} = R_{\min} + 1 \quad \text{2a. Ec. de Underwood}$$

$$e = 1.3660$$

$$R_{\min} + 1 = 2.1810$$

$$R_{\min} = 1.1810$$

Cálculo del número de Platos y el Plato de Alimentación

$$\log \left( \frac{m}{p} \right) = 0.206 \log \left( \frac{B}{D} \frac{(X_{cp})}{(X_{cl})} F + \frac{X_{cl,B}}{X_{cp,D}} \right) \quad \text{2 Ec. de Kirkbride}$$

$m$  = Etapas teóricas sobre el plato de alimentación

$p$  = Etapas teóricas abajo del plato de alimentación.

$$\boxed{\text{Etapas Teóricas}} = \text{Eficiencia Global} \quad * \quad \text{Platos Reales}$$

$$= 0.5 * 30 = 15$$

Se debe cumplir que:

$$M + P = 15 - 1 (*)$$

\* Plato de Alimentación.

Nota: Rehervidor y condensador totales.

Resultados:

$$\frac{M}{P} = 0.6049, \quad P = 8.7233, \quad M = 5.2768$$

Tomar  $P = 9$ ,  $M = 5$  y por tanto el Plato Teórico de Alimentación es el Número 10 contando desde el fondo.

Cálculo del Reflujo de Operación.

$$\frac{N - N_{min}}{N+1} = \frac{15 - 5.3}{15 + 1} = 0.6063$$

De Correlación de Gilliland (Ref 1)

$$\frac{R - R_{min}}{R+1} = 0.065$$

$$\text{Por tanto } R = 1.3326 = 1.13 R_{min}$$

Como no está en el Rango  $1.3 R_{min} \leq R \leq 1.5 R_{min}$ .

Tomar:

$$R = 1.4 \quad R_{min} = 1.6534$$

Sumario del Método de Kufem:

- 1.- 20% del clave ligero alimentado aparece en "D"
- 2.- 20% del clave pesado alimentado aparece en "B"
- 3.-  $M_D$  = Peso molecular promedio de la corriente "D"  
= 104.06
- 4.-  $M_B$  = Peso molecular promedio de la corriente "B"  
= 171.83
- 5.-  $N_{min}$  = Número Mínimo de Platos = 5.3
- 6.-  $R_{min}$  = Reflujo Mínimo = 1.181
- 7.- Plato Teórico de Alimentación = 10
- 8.- Reflujo de Operación = 1.6534
- 9.-  $D = 58.42 \text{ Lb-Mol/Hr.}$
- 10.-  $B = 346.67 \text{ Lb-Mol/Hr.}$
11. Plato real de alimentación =  $\left[ \frac{(p. \text{ teor. de alim.}) *}{(No- P. reales)/(No- de P. teóricos)} \right]$   
= 20

## 2.2.2 CALCULO PLATO A PLATO

Cálculo de Corrientes Internas.

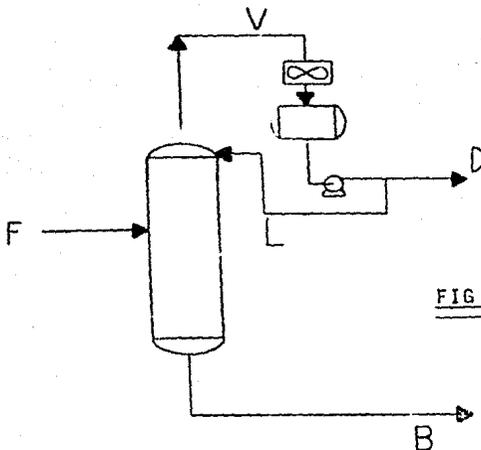


FIG. 2.9

$$F = 405.089 \quad \frac{\text{LBmol}}{\text{Hr}}$$

Líquido Saturado

$$R_{op} = 1.6534$$

$$L = R_{op} * D = 96.585 \quad \text{LB-MOL/Hr}$$

$$V = L + D = 155.0 \quad \text{LB-MOL/Hr}$$

$$L' = L + F = 501.66 \quad \text{LB-MOL/Hr}$$

$$V = V' = 155.0 \quad \text{LB-MOL/Hr}$$

### Zona de Rectificación.

Datos:

- $V, V'$  - Corriente de vapor que abandonó el domo, y A la zona de despojo.
- $L, L'$  - Corriente de líquido que regresa al domo, y A la zona de despojo.
- $Y_S$  - Composición de V en Platos (Superior)
- $X_{S+1}$  - Composición de L en condensador total (S+1)

Calcula:

- Composición del líquido y del vapor en cada plato.
- Perfil de temperaturas.
- Plato de alimentación.
- # Platos en zona de rectificación.

Restricciones:

- Caudales molares constantes.
- Caídas de presión por plato recomendadas de 0.12 LBS/in<sup>2</sup>

Metodología.

- 1.- Suponer una Temperatura del Plato superior.
- 2.- Evaluar  $K_i$ 's como función de T. y P. a las condiciones del domo 19.4 PSIA y la T. supuesta en paso 1.
- 3.- Evaluar  $X_i$ 's con la condición de equilibrio.

- 4.- Normalizar las  $X_i$ 's.
- 5.- Evaluar  $K_i$ 's con el método de Chao-Seader como ---  
 $F(T,P,X_i \text{ e } Y_i)$  a la presión del domo y a la  $T$ . ---  
 supuesta.
- 6.- Evaluar nuevamente  $X_i$ 's con la condición de equili-  
 brio.
- 7.- Obtener la suma de las  $X_i$ 's. Si ésta es  $1 \pm 0.01$  -  
 continuar con el paso 9. Si no es dicho valor, nor-  
 malizar estas  $X_i$ 's y :
- 8.- Suponer otra temperatura de este plato y regresar-  
 al paso 5.
- 9.- Evaluar  $Y_i$ 's del plato siguiente con la ecuación -  
 del balance de masa.
- 10.- Repetir este cálculo para los siguientes platos --  
 hasta que se cumpla:

$$\left[ \frac{Y_{c1}}{Y_{cp}} \right]_N > \left[ \frac{Y_{c1}}{Y_{cp}} \right]_M \quad \text{Donde: } \dots \dots \dots (2.6)$$

Ecuaciones:

$$X_i = Y_i / K_i \quad \text{Condición de equilibrio} \quad (2.7)$$

$$Y_i = L X_i / v + D X_{d,i}/v \quad \dots \dots \dots (2.8)$$

$$= 0.6231 X_i + 0.3769 X_{d,i} \quad \text{Balance de masa}$$

$$\begin{aligned}
 [Yc1/Ycp]n &= [Xc1 + (D/L)*Xc1,d]/[Xcp + (D/L)*Xcp,d] \\
 &= [Xc1 + 0.1796]/[Xcp + 0.0867] - - - (2.9)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 [Yc1/Ycp]m &= [Xc1 - (B/L^*)*Xc1,b]/[Xcp - (B/L^*)*Xcp,b] \\
 &= [Xc1 - 0.0086]/[Xcp - 0.0668] - - - (2.10)
 \end{aligned}$$

RESULTADOS ZONA DE RECTIFICACION

ETAPA SUP. (N) P = 19.4 psia = 1.3197 Atm.  $[Y_{cl}/Y_{cp}]_n = 1.2006$   $[Y_{cl}/Y_{cp}]_m = 1.3136$

No. Comp.	Yn	1a. Iter. T=275.1°F=408.1°K		2a. Iter. T=274.1°F=407.6°K		Yn-2
		K	Xn=Yn/K	K	Xn	
1	0.0521	5.3048	0.0098	5.2632	0.0099	0.0258
2	0.0491	3.5425	0.0139	2.4976	0.0140	0.0272
3	0.1396	1.7880	0.0781	1.7633	0.0792	0.1020
4	0.3111	1.5672	0.1985	1.5547	0.2001	0.2419
5	0.2969	0.8813	0.3369	0.8692	0.3416	0.3248
6	0.1434	0.4545	0.3155	0.4477	0.3203	0.2536
7	0.0072	0.2367	0.0304	0.2330	0.0309	0.0220
8	<u>0.0005</u> <u>1.0000</u>	0.1307	<u>0.0038</u> <u>0.9869</u>	0.1280	<u>0.0039</u> <u>0.9999</u>	<u>0.0026</u> <u>0.9999</u>

FIG. 2.12

ETAPA (N-1) P = 19.52 psia = 1.3297 ATM  $[Y_{cl}/Y_{cp}]_n = 0.9079$

$[Y_{cl}/Y_{cp}]_m = 0.7766$

No. Comp.	Y <sub>n-1</sub>	3a. Iter. T=291.7°F=117.4°K		2a. Iter. T=288°F=415.4°K		Y <sub>n-2</sub>
		K	X <sub>n-1</sub>	k	X <sub>n-1</sub>	
1	0.0253	4.2056	0.0042	6.0024	0.0043	0.0223
2	0.0272	4.1271	0.0066	3.9816	0.0068	0.0226
3	0.1020	2.1448	0.0476	2.0577	0.0496	0.0823
4	0.2419	1.9457	0.1243	1.8644	0.1297	0.1947
5	0.3248	1.0920	0.2974	1.0415	0.3119	0.2972
6	0.2536	0.5781	0.4387	0.5486	0.4623	0.3274
7	0.0220	0.3086	0.0713	0.2914	0.0755	0.0471
8	<u>0.0026</u> 0.9999	0.1734	<u>0.0150</u> 1.0055	0.1632	<u>0.0159</u> 1.0560	<u>0.0095</u> 1.0031

TABLE 2 . 13



$$\begin{aligned}
 [X_{c1}/X_{cp}] &= [Y_{c1} - (D/V) * X_{c1,d}] / [Y_{cp} - (D/V) * X_{cp,d}] \quad - \quad - \quad (2.14) \\
 &= [Y_{c1} - 0.1119] / [Y_{cp} - 0.054]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 [X_{c1}/X_{cp}] &= [Y_{c1} + (B/V) * X_{c1,b}] / [Y_{cp} + (B/V) * X_{cp,b}] \quad - \quad - \quad (2.15) \\
 &= [Y_{c1} + 0.028] / [Y_{cp} + 0.2163]
 \end{aligned}$$

RESULTADOS ZONA DE DESPOJO

ETAPA INF. (M)

P= 23.0 psia = 1.5646 Atm. [Xc1/Xc1p] = -- [Xc1/Xcp] = --

No. Comp.	Xm	1a. Iter. T = 502.6°K		2a. Iter. T=447°F=503.7°K		Xm+1
		K	Ym = K*x	K	Ym	
3	0.0030	7.6285	0.0022	7.3653	0.0022	0.0009
4	0.0014	6.7783	0.0095	6.8792	0.0096	0.0039
5	0.0125	4.6019	0.0575	4.6744	0.0578	0.0267
6	0.0967	2.9432	0.2846	2.9959	0.2897	0.1563
7	0.0754	1.8799	0.1417	1.9174	0.1446	0.0968
8	0.0628	2.2313	0.0773	1.2581	0.0790	0.0678
9	0.0571	0.7998	0.0457	0.8188	0.0468	0.0539
10	<u>0.6938</u> 1.0000	0.5254	<u>0.3645</u> 0.9830	0.5389	<u>0.3739</u> 1.0042	<u>0.5950</u> 1.0013

TABLA 2.14

ETAPA (M + 1)      P=22.88 psia=1.5565 ATM.      [Xc1/Xcp]= 0.0247      [Xc1/Xcp]=0.2202

No. Comp.	$X_{m+1}$	1a. Iter. T=493°K		2a. Iter. T=491°K		$X_{m+2}$
		K	$Y_{m+1}$	k	$Y_{m+1}$	
3	0.0009	6.4812	0.0058	6.2222	0.0056	0.0019
4	0.0039	6.0120	0.0234	5.2564	0.0205	0.0073
5	0.0267	4.0165	0.1072	3.8876	0.1038	0.0407
6	0.1563	2.5200	0.3939	2.4453	0.3822	0.1849
7	0.0968	1.5803	0.1530	1.5310	0.1482	0.0979
8	0.0678	1.0190	0.0691	0.9838	0.0667	0.0640
9	0.0539	0.6513	0.0351	0.6252	0.0337	0.0499
10	$\frac{0.5950}{1.0013}$	$\frac{0.4213}{1.0382}$	$\frac{0.2507}{1.0382}$	$\frac{0.4024}{1.0382}$	$\frac{0.2394}{1.0001}$	$\frac{0.5534}{1.0000}$

TABLE 2.15

ETAPA (M + 2) P = 22.76 Psia = 1.5483 Atm.  $[x_{cl}/x_{c;}]_n = 0.095$   $[x_{cl}/x_{cp}]_m = 0.2775$

No. Comp.	$X_{m+2}$	1a iter. T = 486°K		2a iter. T = 484.5°K		$X_{m+3}$
		K	$Y_{m+2}$	K	$Y_{m+2}$	
3	0.0019	5.9388	0.0113	5.8179	0.0111	0.0036
4	0.0073	5.4795	0.0400	5.3581	0.0391	0.0130
5	0.0407	3.6172	0.1472	3.5361	0.1439	0.0531
6	0.1849	2.2351	0.4133	2.1808	0.4032	0.1914
7	0.0979	1.3859	0.1357	1.3452	0.1317	0.0928
8	0.0640	0.8833	0.0565	0.8551	0.0547	0.0603
9	0.0499	0.5575	0.0278	0.5382	0.0269	0.0478
10	<u>0.5534</u>	0.3564	<u>0.1972</u>	0.3432	<u>0.1899</u>	<u>0.5381</u>
	1.0000		1.0290		1.0005	1.0001

TABLE 2.16

ETAPA (M+3) P = 22.64 Psia = 1.5401 Atm. [Xc1/xcp]n = 0.1939 [Xc1/xcp]m = 0.3380

No. Comp.	Xm+3	1a. Iter. T=478.5°K		2a. Iter T=480.6°K		Xm+4
		K	Ym+3	K	Ym+3	
3	0.0030	5.3811	0.0161	5.5429	0.0166	0.0053
4	0.0130	4.5177	0.0587	5.1042	0.0664	0.0215
5	0.0531	3.2256	0.1733	3.3377	0.1772	0.0634
6	0.1914	1.9638	0.3759	2.0416	0.3908	0.1876
7	0.0928	1.1968	0.1111	1.2496	0.1160	0.0879
8	0.0603	0.7528	0.0454	0.7891	0.0476	0.0581
9	0.0478	0.4685	0.0224	0.4932	0.0236	0.0467
10	<u>0.5381</u>	0.2955	<u>0.1590</u>	0.3123	<u>0.1681</u>	<u>0.5314</u>
	1.0001		0.9599		1.0063	1.0019

TABLA 2.17

ETAPA (M+4)

P = 22.52 Psia = 1.532 Atm.

$[\chi_{cl}/\chi_{cp}]_n = 0.2889$

$[\chi_{cl}/\chi_{cp}]_m = 0.3961$

1a. Iter. T = 477°K

<u>No. Comp.</u>	<u>Xm+4</u>	<u>K</u>	<u>Ym+4</u>	<u>Xm+5</u>
3	0.0053	5.2984	0.0280	0.0084
4	0.0215	4.8375	0.1040	0.0331
5	0.0634	3.1622	0.2003	0.0705
6	0.1876	1.9193	0.3600	0.1781
7	0.0879	1.1662	0.1023	0.0837
8	0.0581	0.7317	0.0423	0.0565
9	0.0467	0.4543	0.0211	0.0460
10	<u>0.5314</u>	0.2858	<u>0.1517</u>	<u>0.5263</u>
	1.0019		1.0097	1.0031

TABLE 2.18

ETAPA (M+5)

P = 22.4 Psia = 1.5238 Atm.

[Xci/Xcp]n = 0.3648

[Xci/Xcp]m = 0.5291

No. Comp.	Xm+5	1a. Iter. T = 472°K		2a. Iter. T = 472.5°K		Xm+6
		K	Ym+5	K	Ym+5	
3	0.0089	4.9560	0.0441	4.7054	0.0444	0.0139
4	0.0331	4.4918	0.1487	3.8436	0.1490	0.0470
5	0.0705	2.9215	0.2060	2.7812	0.2063	0.0724
6	0.1781	1.7544	0.3125	1.6672	0.3128	0.1635
7	0.0837	1.0554	0.0883	0.9973	0.0886	0.0795
8	0.0565	0.6564	0.0371	0.6161	0.0374	0.0550
9	0.0460	0.4039	0.0186	0.3759	0.0189	0.0453
10	<u>0.5263</u>	0.2519	<u>0.1326</u>	0.2323	<u>0.1329</u>	<u>0.5205</u>
	1.0031		0.9879		0.9903	0.9971

TABLA 2.19

ETAPA (M+6)

P = 22.28 Psia = 1.5156 Atm.

[x<sub>c1</sub>/x<sub>cp</sub>]<sub>n</sub> = 0.4145 [x<sub>c1</sub>/x<sub>cp</sub>]<sub>m</sub> = 0.4715

No. Comp.	X <sub>m+5</sub>	1a. iter. T = 467.5°K		2a. iter. T = 469.1°K		X <sub>m+7</sub>
		K	X <sub>m+5</sub>	K	X <sub>m+5</sub>	
3	0.0139	4.6651	0.0043	4.7797	0.0654	0.0207
4	0.0470	4.1972	0.1973	4.3073	0.2024	0.0635
5	0.0724	2.7187	0.1968	2.7963	0.2025	0.0712
6	0.1635	1.6156	0.2642	1.6673	0.2726	0.1511
7	0.0795	0.9619	0.0765	0.9961	0.0792	0.0766
8	0.0550	0.5930	0.0326	0.6159	0.0339	0.0539
9	0.0453	0.3613	0.0164	0.3766	0.0171	0.0447
10	<u>0.5205</u>	0.2234	<u>0.1163</u>	0.2335	<u>0.1215</u>	<u>0.5170</u>
	0.9971		0.9649		0.9956	0.9987

TABLA 2.20

ETAPA (M+7)

P = 22.16 Psia = 1.5075 Atm.

[Xc1/Xcp]n = 0.4219

[Xc1/Xcp]m = 0.4789

No. Comp.	Xm+7	1a. Iter. T = 466°K		2a. Iter. T = 465.6°K		Xm+8
		K	Ym+7	K	Ym+7	
3	0.0207	4.5905	0.0950	4.5652	0.0945	0.0294
4	0.0635	4.1094	0.2609	4.1008	0.2604	0.0814
5	0.0712	2.6635	0.1896	2.6601	0.1894	0.0672
6	0.1511	1.5771	0.2383	1.5731	0.2377	0.1403
7	0.0766	0.9360	0.0717	0.9295	0.0712	0.0740
8	0.0539	0.5754	0.0310	0.5659	0.0305	0.0582
9	0.0447	0.3497	0.0156	0.3378	0.0151	0.0441
10	<u>0.5170</u>	0.2156	<u>0.1115</u>	0.2145	<u>0.1109</u>	<u>0.5137</u>
	0.9987		1.0136		1.0097	1.0029

TABLE 2.21

ETAPA (M+B)

P = 22.04 Psia = 1.4993 Atm.

[Xc1/Xcp]n = 0.3800 [Xc1/Xcp]m = 0.4672

No. Comp.	1a. Iter. T = 462.1 K			2a. Iter. T = 463.2 K		Xm+9
	Xm+8	K	Ym+8	K	Ym+8	
3	0.0294	4.3508	0.1279	4.4262	0.1501	0.0404
4	0.0814	3.3653	0.2739	3.3965	0.2765	0.0864
5	0.0672	2.4955	0.1677	2.5491	0.1713	0.0616
6	0.1403	1.4554	0.2042	1.4991	0.2103	0.1318
7	0.0740	0.8623	0.0638	0.8841	0.0654	0.0723
8	0.0528	0.5260	0.0278	0.5405	0.0285	0.0522
9	0.0441	0.3171	0.0140	0.3266	0.0144	0.0439
10	<u>0.5137</u>	0.1940	<u>0.0996</u>	0.2002	<u>0.1029</u>	<u>0.5112</u>
	1.0029		0.9787		0.9994	0.9998

TABLE 2.22

En éste cálculo multicomponente, el plato de alimentación más adecuado es aquel que da una mejor separación de los componentes claves. Es decir que para el calculo de la columna desde el condensador, se debe de cumplir que la razón de concentraciones componente clave ligero/clave pesado sea tan pequeña como sea posible. por consiguiente  $Y_{cl}/Y_{cp}$  evaluada con las líneas de operación de la zona de enriquecimiento debe ser mayor que la evaluada con las líneas de despojo.

Analogamente cuando la columna se calcula desde el fondo la relación  $X_{cl}/X_{cp}$  evaluada con las líneas de operación de la --- zona de enriquecimiento se procurará que sea lo más elevada posible siendo lo contrario con la misma relación evaluada con las líneas de operación de la zona de despojo.

Por lo anterior tenemos el siguiente sumario del calculo por etapa:

#### SUMARIO

- \_ 20% del clave ligero aparece en el fondo.
- \_ 20% del clave pesado aparece en el destilado.
- \_  $F = 405.09 \text{ Lb-Mol/Hr.}$
- \_  $D = 58.42 \text{ Lb-Mol/Hr}$
- \_  $B = 346.67 \text{ Lb-Mol/Hr.}$
- \_  $R_{op.} = 1.6534$
- \_  $L = 96.58 \text{ Lb-Mol/Hr}$
- \_  $V = 155.00 \text{ Lb-Mol/Hr}$

- \_  $L' = 501.68 \text{ Lb-Mol/Hr}$
  - \_  $V' = 155.00$
  - \_ Dos etapas en zona de enriquecimiento.
  - \_ Ocho etapas en zona de despojo.
  - \_ Rehervidor y condensador totales.
  - \_ No. Etapas =  $2 + 1 + 8 = 11$
  - \_  $P. \text{ real alim.} = \left[ \frac{P. \text{ teor. alim.} * (\text{No. P. reales})}{\text{No. P. teoricos}} \right] = 24$
- CONCLUSIONES Y COMPARACIONES

Más correctamente se debe proceder con el cálculo desde el método de KUFEM suponiendo otra concentración de claves y/ó -- componentes claves, hasta cumplir que los platos teóricos obtenidos con el cálculo etapa por etapa sea de 15. Sin embargo esto permite ya una comparación de los métodos de cálculo y además la corriente del destilado no varía sustancialmente, de tal manera que la producción de la planta de aceite recuperado es de alrededor de  $58.42 \text{ Lb-Mol/hr}$  ( $95,550 \text{ Lt./Dia}$ ).

Por otra parte al comparar ésta gasolina obtenida con la gasolina NOVA especificada por PEMEX encontramos las siguientes diferencias:

	<u>GASOLINA OBTENIDA</u>	<u>GASOLINA NOVA</u>
S. GR. - - - - -	-0.70	-0.726
Peso Molecular - - - - -	-104.6	-108.0

Por lo anterior las corrientes correspondientes a éste cálculo son las siguientes.

$$D = 58.42 \text{ Lb-Mol/Hr} = 95,550 \text{ Lt./Dia.}$$

$$B = 346.67 \text{ Lb-Mol/Hr.}$$

C A P I T U L O 3

SELECCION DEL EQUIPO COMPLEMENTARIO.

## CAPITULO 3

### SELECCION DEL EQUIPO COMPLEMENTARIO

El objetivo primordial de este Capítulo es mostrar las características y condiciones en que se encuentra el equipo existente, así como el requerido para la nueva función de la planta.

#### 3.1 EQUIPO EXISTENTE

TANQUE DE BALANCE	- - - - -	TH-10-1201
Volúmen del Tanque		1,500 ft <sup>3</sup>
Longitud (t-t)		25'-10"
Diámetro		8'-7"
Material		Acero al carbón
No. Unidades		uno
BOMBAS	- - - - -	-GA-10-1501A/B y 1502A/B
Gasto		175 GPM
Potencia		30 Hp
Tipo		Centrífuga horizontal
No. Unidades		Cuatro
Carga		200 ft.
TORRE DE PLATOS	- - - - -	-DA-10-1101
Altura		65 ft.
No. de platos		Treinta
Tipo de platos		Platos perforados
Diámetro		6'-7"

## SOLOAIRES

CO-10-1303 A/B

Tipo	Tiro forzado
No. de Haces de tubos	cuatro
No. de tubos por haz	50
Diametro de los tubos	1"
No. de aletas por pulg.	10
Diametro externo de los tubos con aletas	2.5"
Pitch	1.25"
No. de Unidades	dos

## CAMBIADOR DE CALOR

CH-10-1301

Tipo	tubos y coraza
No. de pasos	2-n
Diametro de la coraza	27"
Diametro de los tubos	0.75"
Longitud de los tubos	144"
No. de Unidades	Uno

CAMBIADOR DE CALOR	CH-10-1301
Tipo	tubos y coraza
No. de pasos	2-n
Diametro de la coraza	29"
Longitud de los tubos	144"
Diametro de los tubos	3/4"
No. de Unidades	uno

CAMBIADOR DE CALOR	CH-10-1302
Tipo	marmita
Diametro de coraza	~ 60"
No de tubos	350
Diametro de tubos	-
Longitud de tubos	144"
No. de unidades	una

### 3.2 EQUIPO COMPLEMENTARIO

Despues de haber realizado las adaptaciones necesarias a la planta para su nuevo funcionamiento y tomando en cuenta el equipo ya existente, se observó que para su completa operación, se requiere lo siguiente:

Bomba de gasolina GA-10-1503A/B y Acumulador de reflujo TH-10-1202.-

La corriente del domo de la torre DA-10-1101 es condensada totalmente en los soloaires CO-10-1303A/B; y posteriormente pasa al acumulador de reflujo de la planta. La función de éste equipo es separar el gas de la gasolina y además eliminar pequeñas cantidades de condensados de agua.

Las bombas GA-10-1503A/B se emplean para enviar el reflujo al domo de la torre, y además por ser muy pequeña la cantidad de gasolina obtenida, también se utiliza para bombear éste producto a -- tanques.

Pre calentador CH-10-1304.-

La corriente de carga a la planta es primeramente precalentada con el producto que se obtiene del fondo de la torre; posteriormente ésta carga es enviada hacia el cambiador CH-10-1304 en donde alcanzan las condiciones de alimentación a la torre. En éste equipo se utiliza como medio de calentamiento vapor de media presión.

Enfriador CH-10-1305.-

Los fondos de la torre ceden parte de su energía calorífica a la corriente de carga, alcanzandose una temperatura de enfriamiento de 104<sup>o</sup>F en el cambiador CH-10-1305. Este equipo utiliza como medio de enfriamiento agua de proceso.

CARACTERISTICAS:

ACUMULADOR DE REFLUJO	TH-10-1202
Volumen del recipiente	13.52 ft <sup>3</sup>
Diametro	2.4 ft
Longitud	7.2 ft
Material	ac. al c.
Tipo de cabezas	cachucha
Espesor	0.625"

BOMBA	GA-10-1503
Potencia	2 HP
Tipo	centrif. h.
No. de unidades	dos

PRECALENTADOR	CH-10-1304
Tipo	tubos y cor.
No. pasos	2-6
Diametro de coraza	35"
No. tubos	484
Diametro de tubos	1"
Longitud de tubos	144"
Pitch	cuadro 1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub> "
Material tubos/coraza	AC. al C.

## ENFRIADOR

CH-10-1305

Tipo	tubos y cor.
No. pasos	2-6
Diametro de la coraza	33"
No. de tubos	420
Diametro de tubos	1"
Longitud de tubos	144"
Pitch	cuadro $1\frac{1}{4}$ "
Material tubos/coraza	Ac. al C.

C A P I T U L O 4

PROCEDIMIENTOS DE PRUEBA, ARRANQUE Y EMERGENCIA

## C A P I T U L O 4

### PROCEDIMIENTOS DE PRUEBA, ARRANQUE Y EMERGENCIA

#### 4.1 PRUEBAS

Debido a que la planta de aguas amargas No- dos original- mente maneja sustancias diferentes a las que se pretende manejar - en su nueva función, es necesario efectuar un raspado y despues un fuertelavado con agua a presión. Esta actividad se realizará simul- taneamente con las pruebas de presión hidrostática a tuberías y -- equipos teniendo precaución de no dañar la instrumentación.

Para ésta actividad de raspado y lavado será necesario - el desmontamiento de los fluxes de los cambiadores de calor, de -- las líneas y de los equipos con el fin de eliminar el Azufre exis- tente en ellos.

El tanque de balance TH-10-1201 se limpiará manualmente por raspado, se lavará con agua a presión y se probará hidrosta-- ticamente para detectar alguna falla, de no existir ésta se amorti- zará.

Para la torre DA-10-1101 se desmontarán todos sus inter- nos en base a la información del proveedor del equipo, cuidando de no dañarlos. Estos se limpiarán y lavarán de acuerdo a lo yá men-- cionado; para el bote se procederá analogamente al tanque de balan- ce con la excepción de que éste se probará con vapor a 70 Psia con su debido bloqueo.Si no hay fugas, se amortizará.

Para los cambiadores de calor se desmontarán sus inter-- nos, se limpiarán, lavarán y amortizarán si están en buenas condi-

ciones. Las carcazas se limpiarán, lavarán y probarán a 75 Psia y de no haber fugas se amortizarán.

Finalmente se precede analogamente con tuberías, accesorios e impulsores de las bombas, probandolas con agua a presión -- para detectar fugas.

A continuación se deberán revisar la correcta funcionalidad de los sensores, interruptores y checar que los registradores tengan sus discos de registro y las plumas estén llenas de tinta. Las válvulas de bloqueo y drene de los instrumentos permanecerán cerradas y las válvulas que requieran fluido neumático, dispongan de él.

Se revisarán que todas las conexiones eléctricas sean a prueba de explosión y los conduits estén debidamente soportados.

Los equipos mecánicos como bombas y solaires deberán estar perfectamente armados, limpios y engrasados. Las placas de los motores visibles. Los niveles de aceite de lubricación serán los adecuados y las graseras que si sean requeridas por algunas bombas deberán colocarse en su lugar.

#### 4.2 PROCEDIMIENTOS DE ARRANQUE.

El personal disponible para el arranque de la planta de aceite recuperado, deberá comprender muy bien el proceso antes -- que nada. Para esto se procederá a proporcionarles la información contenida en la ingeniería de la planta.

Terminado lo anterior, y una vez concluidas satisfactoriamente las pruebas a las líneas y equipos tal como se describe en el punto anterior, se procede con el alineamiento del sistema (ver el diagrama de flujo de proceso) de la siguiente manera:

- a) Ventear y drenar el tanque de balance, el acumulador de condensados, y la torre de destilación.
- b) Ventear y drenar los cambiadores de calor y las líneas.
- c) Confirmar que las bombas, ventiladores e instrumentos que recuperan energía eléctrica dispongan de ella en el V / I /  $\phi$  que necesitan.
- d) Verificar que los instrumentos que requieran suministro neumático dispongan de él.
- e) Verificar que no existan conexiones mecánicas y/o eléctricas no apropiadas, en caso contrario proceder a corregirlas. Las conexiones eléctricas deberán ser a prueba de explosión y las mecánicas firmes.
- f) Verificar que la instrumentación esté completa ya que es esencial para el buen funcionamiento de la planta.
- g) Confirmar que el equipo y líneas estén completos y ensamblados tal como lo muestra el D.F.P.
- h) Abrir las válvulas de pie de los instrumentos de presión.

- i) Verificar la disponibilidad de agua de enfriamiento, y vapor de media presión.
- j) Verificar que estén cerradas las siguientes válvulas:
  - Válvula FC que suministra al tanque de balance.
  - Válvulas de descarga de las bombas.
  - Las de las líneas de desvío.
  - Las de suministro de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento a cambiadores.
  - Las de venteo y drenaje de equipos y líneas.
  - La válvula que desfoga el acumulador TH-10-1202
- k) Verificar que los internos de la torre DA-10-1101 estén completos y correctamente colocados.
- l) Mantener los pasillos y áreas de trabajo libres de basura, y materiales impregnables de aceite.
- m) Se deberá establecer claramente que se prohíbe fumar.

Con lo anterior la Planta de Aceite Recuperado queda lista para la puesta en marcha de la siguiente manera:

- 1) Abrir manualmente la válvula que suministra el aceite al tanque de balance TH-10-1201, y esperar a que se llegue a su nivel de operación normal.
- 2) Arrancar la bomba GA-10-1501 A/g y abrir poco a poco su válvula de descarga para llenar los cambiadores -- CH-10-1301, 1302, 1304, 1305 y el fondo de la torre de destilación, para así purgar esta parte del sistema.
- 3) Apagar la bomba GA-1501 A/g y abrir la válvula que suministra el vapor de calentamiento de los cambiadores CH-10-1304 y CH-10-1302.

- 4) Cuando se alcanzan las condiciones de T. y P. mostradas en el D.F.P. , se arrancan todas las bombas excepto la de reflujo/destilado. Se abren las valvulas de descarga.
- 5) Con los vapores generados en DA-10-1101, purgar el resto del sistema.

Con lo anterior se comienzan a normalizar los flujos en la corriente del producto de fondos y suministro a la torre de destilación.

- 6) Poner en marcha el soloaire CO-10-1303A/B. Cuando el condensado comienza a llegar al nivel de operación normal en el acumulador TH-10-1202, arrancar la bomba GA-10-1504A/B.
- 7) Abrir la valvula de descarga de Ga-10-1503A/B, manteniendo cerrada la valvula de descarga del destilado.
- 8) Cuando se normalizan los flujos de las corrientes de alimentación y productos de fondos, abrir poco a poco la valvula del destilado.
- 9) con lo anterior la planta queda regida por la instrumentación de la misma, y en condiciones de operación normal.

#### 4.3 PROCEDIMIENTOS DE EMERGENCIA.

##### Servicios:

- 4.3.1 Energía eléctrica.
- 4.3.2 Agua de enfriamiento.
- 4.3.3 Vapor
- 4.3.4 Aire de instrumentos.

##### Descripción de los servicios auxiliares:

#### 4.3.1 Falla de energía eléctrica, consecuencias que se presentan:

- a) Todas las bombas puesto que son accionadas por motor - eléctrico, quedarán fuera de servicio.
- b) El soloaire (CO-10-1303 A/B) quedará fuera de operación.
- c) Los instrumentos tenderán a registrar la última señal-recibida, pero las válvulas automáticas actuarán ---- abriendo o cerrando de acuerdo a su función.
- d) Se calentará la Torre (DA-10-1101) debido a la falta - de reflujo.
- e) Fallará totalmente el alumbrado en toda la planta.

##### Acciones a realizar:

Para controlar la emergencia se deben de coordinar los -- puntos que a continuación se mencionan:

- 1) Bloquear la entrada de carga al Tanque de balance --- (TH-10-1201).
- 2) Apagado inmediato de los accionadores de las bombas de carga (GA-1501 A/B).

- 3) Se deben bloquear las entradas de vapor a los equipos (CH-10-1302 y 1304).
- 4) Informarse de qué magnitud es la falla.
- 5) Bloquear correctamente la salida de fondos a los tanques en el límite de la batería.
- 6) Bloquear la salida de gasolina a tanques en el límite de batería.
- 7) Vigilar si existe alguna fuga en las bombas, en caso de detectar alguna, bloquear la bomba donde se localiza.
- 8) Tener conocimiento pleno de la ejecución correcta de los puntos antes descritos.

4.3.2 Falla de agua de enfriamiento, posibles anomalías -- que ocasionaría:

- a) La presión aumentará en la torre de destilación.
- b) Las bombas tenderán a disminuir el flujo de agua de enfriamiento al enfriador del producto de fondos.
- c) Los productos de fondos tenderán a aumentar la temperatura de salida.

Actividades a realizar:

- 1) La persona encargada del turno, coordinará las operaciones para controlar la emergencia y tomará las decisiones adecuadas para la solución a esta falla.
- 2) Se deberán bloquear de inmediato las entradas de vapor a los equipos (CH-10-1304 y CH-10-1302).

- 3) Bloquear la entrada al tanque de balance TH-10-1201 y bloquear la salida de gasolina de la planta.
- 4) Se debe comprobar que estén completamente abiertas - todas las valvulas automáticas de control de presión las cuales desfogan al quemador los vapores del acumulador de gasolina TH-10-1202.
- 5) El encargado debe verificar que de inmediato se realicen los puntos mencionados.
- 6) Se debe de informar a la torre de enfriamiento de la magnitud de la falla.

4.3.3. Falla de vapor.- Posibles desperfectos que se puedan -- presentar:

- a) El rehervidor CH-10-1302 y el cambiador de calor -- CH-10-1304 se quedarán sin medio de calentamiento, -- puesto que utilizan vapor de media presión.

Alternativas a seguir: El encargado de turno coordinará las operaciones que a continuación se mencionan y además tendrá a su cargo el tomar las decisiones - acertadas para solucionar ésta falla.

- 1) Se aprovechará el vapor al máximo y se vigilará la temperatura de entrada a la torre fraccionadora. Si no existen variaciones sustanciales, se continuará - la operación de la planta. En caso de que baje la -- presión en el domo de la torre a menos de 15 Psig, - hacer lo siguiente:

- 2) El operario alineará el vapor de baja presión en límite de batería, y además deberá bloquear el vapor reducido.
- 3) El operario procederá a realizar el paro total de las bombas de carga (GA-1501 A/B). Enseguida deberá bloquear el recibo de carga al tanque de balance ----- (TH-10-1201).
- 4) Se deberá informar al departamento de máquinas de la magnitud de la falla.
- 5) Vigilará el nivel así como la presión en los equipos.
- 6) El operador bloqueará las entradas de vapor a los --- equipos (CH-10-1304) y (CH-10-1302).
- 7) El personal vigilará constantemente todo el equipo y las tuberías, en caso de presentarse alguna fuga, se deberá aislar la tubería en el tramo donde fué detectada ésta, cerrando las válvulas antes y después del punto afectado.
- 8) Se bloquearán salidas de productos en límites de batería y se iniciará una recirculación interna de la --- planta.
- 9) El encargado de turno será el responsable de que se cumplan todas las actividades mencionadas.

#### 4.3.4 Falla de aire de instrumentos.

La falta de suministro de aire provocará que todas las - válvulas que operan automáticamente paren.

Precauciones que deben tomarse:

El ingeniero de guardia deberá coordinar las operaciones que se mencionan a continuación, esto es con la finalidad de controlar la emergencia y evitar funcionamiento anormal principalmente en las válvulas y equipos en donde se suministra aire de instrumentos.

- 1) Cuando suene la alarma de baja presión de aire de --- instrumentos, inmediatamente se deberá de comunicar - esto al departamento de fuerza, y además informarse - de la causa y desde luego de la magnitud de la falla.
- 2) El operario debe abrir la válvula que se encuentra -- localizada en límites de batería, la cual comunica al aire de planta con el aire de instrumentos. Esto se - hace con la finalidad de aumentar la presión, en el - caso de que esta no experimentara ningún cambio, ---- hacer lo siguiente:
- 3) Regular por directo la carga de entrada del TANQUE DE BALANCE TH-10-1201
- 4) Regular en forma directa la salida de los fondos de - la fraccionadora a través de su LC.
- 5) Controlar la entrada de vapor reducido teniendo a la- vez cuidado de no exceder la presión de 59.7 PSIG.
- 6) Controlar directamente la salida de gasolina a los -- tanques de almacenamiento, así como la corriente de - reflujó.

CAPITULO 5

MANUAL DE OPERACION

## C A P I T U L O 5

### MANUAL DE OPERACION

5.1       Objetivo: Obtención de gasolinas a partir de productos -- pesados elaborados y semielaborados provenientes de otras áreas.

#### 5.2       MANEJO ANTERIOR DEL DRENAJE ACEITOSO.

Procedente de las diversas áreas de proceso y -- pasando a través del drenaje aceitoso, llegan a los separadores de aceite varias corrientes, las cuales contienen diferentes productos terminados y semielaborados.

Como primera etapa se procede al almacenamiento del aceite recuperado, para ello se utilizan los tanques TV-70'S -- del área de tratamiento de afluentes. Posteriormente con previo -- asentamiento y drene se bombea el aceite a los tanques TV-64 y -- TV-65, los cuales se encuentran fuera del límite de batería de la planta de aceite recuperado. En dichos tanques se continuará el -- asentamiento y drenado, y por último se enviará a los tanques de -- crudo para reprocesarse posteriormente en la planta combinada.

El procesamiento de esta corriente ha originado varias dificultades, por el gran contenido de agua, esto se debe -- principalmente a que el drenado a que fue sometido el aceite fue -- insuficiente.

Lo anterior provoca descontrol y ensuciamiento -- en las plantas de proceso por el gran porcentaje de contaminantes -- que contiene.

#### 5.3       DESCRIPCION DEL PROCESO. (PLANTA DE ACEITE RECUPERADO).

La carga de esta planta proviene de los tanques de almacenamiento de aceite recuperado. La cantidad de flujo es de 3,000 B/D (En el futuro 6,000 B/D) con una temperatura de 71.6°F -- y presión de 8.7 psig.

Esta carga se recibe directamente en el tanque de balance TH-10-1201; el cual se encuentra localizado en el area de la planta de aceite recuperado, y cuya capacidad es de 1,200.7 Ft<sup>3</sup>. De éste recipiente es succionada la carga por medio de las bombas GA-10-1501A/B y enviada hacia el primer precalentador -- CH-10-1301, por el lado de la coraza.

La temperatura de salida de éste precalentador será - de aproximadamente 240° F.

La carga del aceite recuperado fluye hacia el segundo precalentador CH-10-1304, donde se calienta hasta la temperatura de entrada a la torre que es de  $\pm$  375°F., utilizando para - ello vapor de media presión.

La torre se encontrará funcionando entre 19.4 y 23 psia, para separar la alimentación en dos corrientes.

La corriente del domo de la torre tendrá una temperatura de 274.1°F y un flujo de 10,103 Lb/Hr, ésta corriente - se hace pasar atravez de los soloaires CO-10-1303A/B en donde - los vapores de gasolina se condensan totalmente antes de llegar al acumulador de condensados.

Las bombas GA-10-1503A/B succionarán de éste acumulador y enviarán la gasolina por un lado al plato número 30 - mediante el control de flujo FC, y por otro lado mediante un - control de nivel a los tanques de almacenamiento de gasolina, - para posteriormente reprocesarse en la planta catalítica. La -- producción de gasolina de la planta de aceite recuperado será - de 6,111 LB/Hr. que son aproximadamente 95,550 litro por día de operación.

Los fondos de la torre serán succionados por las bombas (CA-10-1502 A/B), y el flujo manejado será de ----- 37,261.6 LB/HR, encontrándose éste a  $T=360.14^{\circ}\text{F}$  y  $P=11.74$  psia. El gasto manejado pasará por el precalentador (CH-10-1301), del cual saldrá a  $P=49.8$  psig y  $T=212^{\circ}\text{F}$ . Estos fondos se enfriarán -- hasta  $T=104^{\circ}\text{C}$  en el equipo CH-10-1305 para ello se utilizará como medio de enfriamiento agua a  $T=86^{\circ}\text{F}$ .

Durante el proceso de arranque estos fondos -- serán enviados a los tanques de almacenamiento de aceite recuperado.

CAPITULO 6  
DATOS ECONOMICOS

## CAPITULO 6

### DATOS ECONOMICOS

#### 6.1.- Introducción

La evaluación de un proyecto tiene como objetivo fundamental, el proporcionar información a la gerencia en su proceso de toma de decisiones.

Esta evaluación es normalmente empleada para presentar un panorama de los costos y márgenes de utilidad, que el empresario tendría que invertir en activos e inventarios. desde luego que los resultados que se obtengan van a estar en función de las técnicas seleccionadas.

La evaluación económica de un proyecto nos conduce al establecimiento de los criterios que nos sirven para medir y ponderar los diversos factores de una inversión, determina los costos fijos y los costos variables del proyecto. Se hace notar que conforme transcurre el tiempo, la confiabilidad de los resultados se hace menor a causa de factores como inflación y el incremento en el precio de las materias primas.

El presente capítulo solo presenta los costos de adquisición de los equipos nuevos, esto nos proporcionará alguna orientación al comparar éste valor con la producción de la planta que será de aproximadamente de 95,550 lt./dia.

#### 6.2 Costos del equipo.

Antes de determinar el costo de los equipos, se especificarán las siguientes bases:

a) Los siguientes servicios auxiliares serán suministrados por la refinería. solo queda por hacer las --

debidas conexiones al límite de batería.

- \_ Aire de instrumentos
- \_ Vapor de media presión
- \_ Agua de enfriamiento
- \_ Energía eléctrica

b) Las oficinas serán las ya existentes, por lo que no se considerarán en los datos económicos.

c) Los instrumentos serán colocados en un tablero ya existente en un cuarto ubicado en la propia planta.

d) Los talleres de mantenimiento se tomarán los ya existentes.

e) El terreno y el alumbrado de la planta ya están disponibles en la refinería.

f) El costo reportado aquí se considera como un orden de magnitud reportándose la bibliografía.

DESCRIPCION	No. IDENTIF.	CAPACIDAD	COSTO UNIT.USS	CANTIDAD	COSTO TOTAL USS	REFERENCIA	AÑO BASE
Tanque de balance	TH-10-1201	34,000 lt.	48,214.	1	48,214.	12	1982
Bombas de carga	GA-10-1501A/B	175GPM	1,000.	2	2,000.	-	-
Pre calentador de alimentación.	CH-10-1301	1,000 Ft <sup>2</sup>	10,000.	1	10,000.	-	-
Calentador de la alimentación.	CH-10-1304	2,300 Ft <sup>2</sup>	22,000 <sup>(1)</sup>	1	22,000.	-	-
Columna de dest.	DA -10-1101	30 Platos	37,000 <sup>(2)</sup>	1	37,000.	-	-
Bombas del producto de fondos	GA-10-1502A/B	175 GPM	1,000.	2	2,000.	-	-
Enfriador del - prod. de fondos	CH-10-1305	2,000 Ft <sup>2</sup>	20,000 <sup>(3)</sup>	1	20,000.	-	-
Rehervidor	CH-10-1302	1,600 Ft <sup>2</sup>	18,000 <sup>(4)</sup>	1	18,000.	-	-
Solaires	CO-10-1303A/B	500 Ft <sup>2</sup>	18,000	2	36,000.	-	-
Acumulador de - gasolina	TH-10-1202	800 Gal.	4,000.	1	4,000.	-	-
Bombas de dest.	GA-10-1503A/B	20 GPM	1,000.	2	2,000.	-	-
					201,214.0		

(1) tomado como dos de 1150 Ft<sup>2</sup> C/U. (2) tomado para 25 platos. (3) tomado como dos de 1000 Ft<sup>2</sup> C/U.  
(4) tomado como dos de 800 Ft<sup>2</sup> C/U.

Factor por tubería adicional, instrumentos adicionales, y otros:

$$1.3(201214.0) = 261,578.0$$

Considerando un precio de venta de la gasolina de (50/750) US\$ por litro a proveedores, podemos calcular aproximadamente el tiempo de recuperación de la inversión como si todo el equipo fuera nuevo adquirido con precios base 1982, y considerando también nulo el costo del insumo:

$$(261,578\text{US\$}) / [(95,552\text{Lt/Día}) * (55/750)\text{US\$/Lt.}]$$

= 37.33 Dias.

## CONCLUSIONES

Al adaptar la planta de aguas amargas No. dos a su nueva función de producir gasolinas se producen tres medidas convenientes:

- 1.- Aprovechamiento de la capacidad instalada.
- 2.- Incremento de la producción de gasolinas.
- 3.- se evita que la corriente del drenaje aceitoso contamine la carga de la refinería al recircularla a ella como se hace normalmente.

La alternativa de adaptación surgió como la más conveniente después del análisis en borrador de algunas opciones. Ésta alternativa presenta las características de aprovechamiento del calor del producto de fondos al precalentar la alimentación, y el aprovechamiento del equipo disponible.

Los trabajos de adaptación producen los siguientes comentarios:

A- La composición de la alimentación se determinó en base a datos de laboratorio de muestras de la corriente del drenaje aceitoso.

B- Se consideró al N-C13 como el componente más pesado de ésta corriente de carga.

C- La capacidad de diseño de la planta es de 6000 BPD -- (405.09 Lb-Mol/Hr.).

D- El componente más pesado que aparece apreciablemente en el destilado es el N-C9.

E- Para el cálculo de la torre se hace preliminarmente con el método de KUFEM y después se calcula etapa por etapa con el método de Chao-Seader.

F- En el primer cálculo el plato real de alimentación es el 20 y en el segundo el 24 contando desde el fondo.

G- La gasolina obtenida presentaría una densidad relativa de 0.7 y un peso molecular de 104.6, mientras que por especificación la gasolina Nova tiene una densidad relativa de 0.726 y un peso molecular de 108.0.

H- Si se repite el cálculo para acercarse más a las propiedades especificadas para la gasolina Nova, la cantidad de destilado no cambia sustancialmente, de manera que la producción de la planta es de 58.42 Lb-Mol/Hr. (95,550 Lt./Día).

I- El equipo complementario sería solo dos cambiadores, dos bombas de dos HP y un acumulador de condensados.

J- El acumulador de condensados se considera fabricado de 7.2 pies de un ducto de 30 pulgadas de diámetro Cd. 20 con tapas -- tipo cachucha y con las conexiones mostradas en el D.T.I.

K- Los cambiadores se calcularon en base al método gráfico reportado en la referencia 13.

L- Se dimensionaron las líneas, y los diámetros calculados no ofrecen problemas respecto a las líneas existentes, como se comenta específicamente para cada una de ellas en las hojas de dimensionamiento presentadas en el apéndice.

A N E X O S

M- El cálculo etapa por etapa es realizado en base a la ecuación de Chao-Seader con las restricciones siguientes:

- \_ Caudales molares internos constantes.
- \_ Caidas de presión recomendadas de 0.12 psi por plato.

El cálculo determina:

- \_ Composición del líquido y el vapor en cada plato.
- \_ Perfil de temperaturas.
- \_ Plato de alimentación
- \_ No. de platos en zona de enriquecimiento y de agotamiento.

L I S T A   D E   E Q U I P O

<u>No. IDENTIFICACION</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>CARACTERISTICAS</u>	<u>No- DE UNIDADES</u>
GA - 10 - 1501A/B	Bombas de carga al - - primer precalentador.	175 GPM	Dos
GA -10 - 1502A/B	Bombas del producto de fondos.	175 GPM	Dos
GA - 10 -1503A/B	Bombas de gasolina	20 GPM	Dos
CH - 10 -1301*	Primer precalentador - de la alimentación.	1000 Ft <sup>2</sup>	Uno
CH - 10 -1302	Rehervidor	Ds = 78''	Uno
CH - 10 -1304	Segundo precalentador de la alimentación.	2300 Ft <sup>2</sup>	Uno
CH - 10 -1305	Enfriador del producto de fondos.	2000 Ft <sup>2</sup>	Uno
CO - 10 -1303A/B	Soloaires	500 Ft <sup>2</sup>	Dos
DA - 10 -1101	Columna de destilación	30 Etapas	Una
TH - 10 -1201	Tanque de balance	34,000 Lt.	Uno
TH - 10 -1202	Acumulador de gasolina	13.52 Ft <sup>3</sup>	Uno

\* Se utilizarán dos existentes en serie.

L I S T A   D E   I N S T R U M E N T O S

<u>No. IDENTIFICACION</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>LINEA ó EQUIPO</u>
FC-01	Controlador de flujo	02
FC-02	-	15
FE-01	Elemento de flujo	02
FE-02	-	15
LC-01	Controlador de nivel	TH-10-1201
LC-02	-	TH-10-1202
LIC-03	Controlador-Indicador de nivel.	DA-10-1101
LSH-01	Interruptor por alto nivel.	Th-10-1201
LSH-02	-	TH-10-1202
LSL-01	Interruptor por bajo nivel.	TH-10-1201
LSL-02	-	TH-10-1202
PI-01A/B	Indicador de presión	BA-10-1501A/B

L I S T A D E I N S T R U M E N T O S (CONT.)

<u>No. IDENTIFICACION</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>LINEA 6 EQUIPO</u>
PI-02A/B	Indicador de presión	BA-10-1502A/B
PI-03A/B		BA-10-1503A/B
PIC-01	Controlador-Indicador de presión.	15
PC-01	Controlador de presión	04
PSV-01	Valvula de alivio de presión	DA-10-1101
TI-01	Indicador de temperatura	02
TIC-02	Indicador-Controlador de -- temperatura.	02
TIC-03		24
TRC-04	Controlador-Registrador de temperatura.	DA-10-1101

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 01	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 678		
SERVICIO: CARGA DEL TANQUE DE BALANCE.	FLUIDO: ACEITE RECUPERADO.		
1-TEMPERATURA (°F) AMBIENTE	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.) —		
2-PRESION (PSIA) HIDROSTATICA.	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 65,633 (6000 BPD)		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 53 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD) —		
4-VISCOCIDAD (Cp). 4	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) Mx. 6 F/φ = 1.233"		
5-PESO MOLECULAR 162.2	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft) —		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA A.C. C4.40	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1-1.5 F/φ = 6"		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (6)}{(3) \times (10)}$ (In)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (In)	4"	3"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (In)	4.026	3.068	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (In)	12.73	7.39	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (6)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	3.89	6.7	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.31 \times (6)}{(4) \times (15)}$	25,717	33,747	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.0255	0.025	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.66	2.51	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^3}$ (PSI)	↑		
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)	ADECUADO.		
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			
NOTA 1.- DATO DE MUESTRA, SUPERINTENDENCIA QUIMICA, LAB. EXPERIMENTAL.			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 16 o 17	FUENTE DE PROPIEDADES: REF 6 y 8		
SERVICIO: SUCCION DE BOMBAS GA-10-1501A/B	FLUIDO: ACEITE RECUPERADO.		
1-TEMPERATURA (°F) AMBIENTE	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.) —		
2-PRESION (PSIA) HIDROSTATICA	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 65,633 (6000 BPD)		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 53 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD) —		
4-VISCOSIDAD (Cp) 4	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 63.5		
5-PESO MOLECULAR 162.2	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA A.C. Cu 4D	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 0.02-0.2		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	6"	4"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	6.065"	4.024"	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	28.60	12.72	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	1.71	3.24	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (8)}{(4) \times (16)}$	17,071	25,717	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.028	0.0265	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.022	0.66	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)	↑		
22-(ΔP <sub>107</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)	ADECUADO.		
23-(ΔP <sub>107</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			
NOTA 1 - LATA DE 11: 0.0102".			
NOTA 2 - Ø EXISTENTE = 8"			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 02 - 18	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 6 y 8		
SERVICIO: DESCARGA DE BOMBA GA-10-1501AB	FLUIDO: ALEITE RECUPERADO		
1-TEMPERATURA (°F) AMBIENTE	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.) —		
2-PRESION (PSIA) 35.4 PSIG.	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 65,633		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 53 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD) —		
4-VISCOSIDAD (Cp) 4	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 8 MAX. P/φ ≤ 4" HAY.		
5-PESO MOLECULAR 162.2	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft) —		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA AC.AL CARBON GR 40	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1.0-1.5 P/φ ≤ 6"		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	4"	3"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	4.076	3.068	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	12.73	7.59	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	3.83	6.7	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.31 \times (8)}{(4) \times (15)}$	25,717	33,747	
19-FACTOR DE FRICION (DEL CRANE)	0.0255	0.026	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>Liq</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.66	2.51	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>Gas</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>Liq</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>Gas</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			
NOTA 1. DATO DE LABORATORIO.			
NOTA 2. φ EXISTENTE = 6"			



## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 3	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. G 37		
SERVICIO: FLUJO DE CH-10-1301 A CH-10-1304	FLUIDO: ACEITE RECUPERADO.		
1-TEMPERATURA (°F) 235	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.) —		
2-PRESION (PSIA) 225.4	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 65,633		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 43.0 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD) —		
4-VISCOSIDAD (Cp) 1.0	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 6 MAX. P/Ø 6" B. MAX. P/Ø 4"		
5-PESO MOLECULAR 162.2	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA A.C.C. Cl. 40	12-AP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1.0 - 1.5		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	1"	2"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	4.074	3.068	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	12.75	7.23	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	4.21	7.25	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{63 \times (b)}{(4) \times (15)}$	102,867	134,988	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.0203	0.0205	
20-( $\Delta P_{100}$ ) <sub>Liq</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.57	2.23	
21-( $\Delta P_{100}$ ) <sub>Gas</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)	↑		
22-( $\Delta P_{TOT}$ ) <sub>Liq</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-( $\Delta P_{TOT}$ ) <sub>Gas</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)	4 DECIMOS		
NOTA 1. DATO DE LABORATORIO, CORREGIDO POR TEMPERATURA.			
NOTA 2 - Ø EXISTENTE 6"			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 04	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 638		
SERVICIO: CARGA ATORRE DA-10-110L	FLUIDO: ACEITE RECUPERADO.		
1-TEMPERATURA (°F) 387	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.) —		
2-PRESION (PSIA) ~ 25	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 65,633		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 45.5 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD) —		
4-VISCOSIDAD (Cp) 0.32	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 8 Mdx. P/φ=4"		
5-PESO MOLECULAR 162.2	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA Δ.C.C. Cl. 40.	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1.0-1.5		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (6)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	4"	3"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	4.026"	3.068"	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	12.73	7.39	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (6)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	4.55	7.84	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (6)}{(4) \times (15)}$	321,461	421,839	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.018	0.018	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>L10</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.54	2.115	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>0.45</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^3}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>L10</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>0.45</sub> = $\frac{(31) \times (11)}{100}$ (PSI)	ADECUADO.		
NOTA 1 - DATO DE LABORATORIO, CORREGIDO POR TEMPERATURA			
NOTA 2 - φ EXISTENTE = 6"			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 07 ó 23	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 6 y 8		
SERVICIO: SUCCION DE BOMBA GA-10-1502 W/B	FLUIDO: PRODUCTO DE FONDOS		
1-TEMPERATURA (°F) 447	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.)		
2-PRESION (PSIA) 23.0	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/hr) 59,523.2		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 46.8 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOSIDAD (Cp) 0.42	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 4 F/√s; 5 P/√W <sub>KL</sub>		
5-PESO MOLECULAR 171.70	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA ACAL CARBON (3.40)	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 0.05 - 0.2		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	4"	6"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	4.021	6.065	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	12.73	28.89	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	4.05	1.76	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (b)}{(4) \times (15)}$	222,123	117,447	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.0185	0.0185	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.46	0.057	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)		↑	
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)		↑	ADECUADO.
NOTA 1 - EVALUADA CON COMPRESION CALCULADA.			
NOTA 2 - δ EXISTENTE = 8"			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 08 $\phi$ 24		FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 6 y 8		
SERVICIO: DESCARGA DE BOMBA GA-10-1502A/B		FLUIDO: PRODUCTO DE FONDOS		
1-TEMPERATURA (°F)	447	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.)		
2-PRESION (PSIA)		8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 59,523.2		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> )	46.8 (NOTA L)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOSIDAD (Cp)	0.42	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 8 MAX. P/Ø=4" MAX.		
5-PESO MOLECULAR	171.70	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA AC. AL CARBON C4.90		12- $\Delta P_{100}$ PERMISIBLE (Lb/in) 1-1.5 P/Ø=6"		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (10)}$ (in)		PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)		3	4"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)		3.068	4.026	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)		7.39	12.73	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)		6.88	4.05	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (b)}{(4) \times (15)}$		291,481	222,123	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)		0.017	0.0195	
20- $(\Delta P_{100})_{LQ} = \frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)		1.60	0.46	
21- $(\Delta P_{100})_{GAS} = \frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^3}$ (PSI)			↑	
22- $(\Delta P_{TOT})_{LQ} = \frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			↑	
23- $(\Delta P_{TOT})_{GAS} = \frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			↑	DELUADA.
NOTA 1 - EVALUADA CON COMPOSICION CALCULADA.				
NOTA 2 - $\phi$ LINEA EXISTENTE = 6"				

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 05 & 13	FUENTE DE PROPIEDADES: REF 6 & 8		
SERVICIO: V	FLUIDO: VAPORES DE GASOLINA		
1-TEMPERATURA (°F) 274.1	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.)		
2-PRESION (PSIA) 19.4	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 16,217.0		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 0.26 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOSIDAD (Cp) 0.01	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) NOTA 2		
5-PESO MOLECULAR 104.6	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA AL CARBONO SA-10	12-AP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 0.5 - 1.0		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	4"	10"	6"
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	4.026	10.02	6.065
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	12.73	78.85	28.83
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	195.74	31.63	86.34
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{63 \times (b)}{(4) \times (15)}$		1.021 × 10 <sup>6</sup>	1.687 × 10 <sup>6</sup>
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)		0.0138	0.0155
20-( $\Delta P_{100}$ ) <sub>LQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)			
21-( $\Delta P_{100}$ ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^3}$ (PSI)		0.046	0.64
22-( $\Delta P_{100}$ ) <sub>LQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			↑ ADECUADO.
23-( $\Delta P_{100}$ ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			
NOTA 1. EVALUADA D.T. & P.			
NOTA 2. $\phi$ (in) 2-4 6 V(mph) 50-100 50-120 CHEM. ENG. DES. 23 1974.			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 6 & 20	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 6 3 8		
SERVICIO: CONDENSADO AL DEUMIDADOR DE CERQUELLO.	FLUIDO: GASOLINA.		
1-TEMPERATURA (°F) 100	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.)		
2-PRESION (PSIA) ~ 2.14	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 16.213		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 43.7 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOSIDAD (Cp) 0.51	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 35 Máx PARA 6 & 20		
5-PESO MOLECULAR 104.6	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA ΔC.C. C4.40.	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 0.2-0.6		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (6)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	3"	2"	2 1/2"
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	3.068	2.067	2.469
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	7.39	3.36	4.79
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (6)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	2.0	4.42	3.10
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (6)}{(4) \times (16)}$	65,383	97,047	81,246
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.021	0.022	0.0218
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.15	1.17	0.48
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			ADECUADO.
NOTA 1 - EVALUADA CON COMPOSICION CALCULADA.			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 13 6 21	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 6 x 8		
SERVICIO: SUCCION DE G6-10-1503A/B.	FLUIDO: GASOLINA (EDO. LIG.)		
1-TEMPERATURA (°F) 100.0	7-FLUJO DE DISEÑO (G.PAL)		
2-PRESION (PSIA) ~14.7	8-FLUJO DE DISEÑO (LB/HR) 16,213		
3-DENSIDAD (LB/FT <sup>3</sup> ) 43.68 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MASCOT)		
4-VISCOSIDAD (Cp) 0.51	10-VELOCIDAD SUPUESTA (FT/Seg) 3.5 FT/ 663" MAX.		
5-PESO MOLECULAR 104.6	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (FT)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA A.C. A.L.C. C440	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (LB/IN) 0.2 - 0.6		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	2"	2 1/2"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	2.067	2.469	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	3.36	4.788	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (16)}$ (FT/Seg)	4.42	3.1	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{9.3 \times (8)}{(4) \times (8)}$		81.246	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)		0.0218	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>100</sub> = $\frac{0.1284 \times (8) \times (3) \times (17)^2}{(8)}$ (PSI)		0.48	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>100</sub> = $\frac{0.000336 \times (8) \times (8)^2}{(3) \times (16)^2}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>100</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>100</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			
NOTA 1. - EVALUADA CON COMPOSICIONES CALCULADAS.			
			
ADECUADO.			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 14 6 22	FUENTE DE PROPIEDADES: REF 6 y 8		
SERVICIO: DESCARGA DE BOMBAS GA-10-1503A/B	FLUIDO: GASOLINA		
1-TEMPERATURA (°F) 100.0	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.)		
2-PRESION (PSIA)	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 16,213		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 43.68 (NOTA 1)	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOCIDAD (Cp) 0.51	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 6 MAX. F/ø 3"		
5-PESO MOLECULAR 104.6	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA AC. ALC. C4.40	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1.0-1.5		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	1 1/2"	2 1/2"	2"
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	1.61	2.469	2.067
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	2.04	4.788	3.36
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	7.27	3.101	4.42
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (b)}{(4) \times (15)}$	124,594	81,246	97,047
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.022	0.0216	0.0222
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	4.08	0.476	1.18
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			↑
23-(ΔP <sub>TOT</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			ADECUADO.
NOTA 1 - EVALUADO CON COMPRESION CALCULADA-			

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 15	FUENTE DE PROPIEDADES: REF. 6 y 8		
SERVICIO: REFLUJO A TORRE	FLUIDO: GASOLINA		
1-TEMPERATURA (°F) ~ 100.0	7-FLUJO DE DISEÑO (GPM.)		
2-PRESION (PSIA) 25.0	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 10,103		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 43.68	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOIDAD (Cp) 0.51	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) 6 P/2" σ MAX.		
5-PESO MOLECULAR 104.60	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA A.C. A.L.C. C4.40	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1-2		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	1 1/2"	2"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	1.61	2.067	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	2.04	3.36	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (b)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	4.53	6.75	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.3 \times (b)}{(4) \times (15)}$	77,540	60,474	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.0235	0.0232	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LQ</sub> <sup>2</sup> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	1.09	0.48	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>gas</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^5}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>gas</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)	ADECUADO.		

## HOJA PARA DIMENSIONAMIENTO DE LINEAS

No. DE LINEA: 14	FUENTE DE PROPIEDADES:		
SERVICIO: DESTILADO	FLUIDO: GASOLINA		
1-TEMPERATURA (°F) 100	7-FLUJO DE DISEÑO (G.P.M.)		
2-PRESION (PSIA) 25	8-FLUJO DE DISEÑO (Lb/Hr) 6111		
3-DENSIDAD (Lb/Ft <sup>3</sup> ) 45.68	9-FLUJO DE DISEÑO (MMSCFD)		
4-VISCOSIDAD (Cp) 0.51	10-VELOCIDAD SUPUESTA (Ft/Seg) G MAX. 7'0" x 3"		
5-PESO MOLECULAR 104.6	11-LONG. EQUIVALENTE ESTIMADOS (Ft)		
6-CEDULA O ESPESOR DE LINEA 4.0	12-ΔP <sub>100</sub> PERMISIBLE (Lb/in) 1-1.5		
13-AREA = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (10)}$ (in)	PRUEBA 1	PRUEBA 2	PRUEBA 3
14-DIAMETRO REAL DE LA LINEA (in)	1 1/2"	1"	
15-DIAMETRO INTERNO REAL DE LA LINEA (in)	1.61	1.049	
16-AREA DE FLUJO REAL DE LA LINEA (in)	2.04	0.864	
17-VELOCIDAD REAL = $\frac{0.04 \times (8)}{(3) \times (16)}$ (Ft/Seg)	2.74	6.47	
18-No. DE REYNOLDS = $\frac{6.31 \times (8)}{(4) \times (15)}$	46,962	72,077	
19-FACTOR DE FRICCION (DEL CRANE)	0.023	0.0255	
20-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{0.1294 \times (19) \times (3) \times (17)^2}{(15)}$ (PSI)	0.606	5.75	
21-(ΔP <sub>100</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{0.000336 \times (19) \times (8)^2}{(3) \times (15)^2}$ (PSI)			
22-(ΔP <sub>101</sub> ) <sub>LIQ</sub> = $\frac{(20) \times (11)}{100}$ (PSI)			
23-(ΔP <sub>101</sub> ) <sub>GAS</sub> = $\frac{(21) \times (11)}{100}$ (PSI)			
↑			

## GASOLINA NOVA

CARACTERISTICAS	ANALISIS TIPICO	METODOS ASTM
COLOR	Azul	Visual
PESO ESPECIFICO A 20/4°C	0.726	D-1298-67
AZUFRE, % EN PESO	0.09	D-1266-70
INDICE DE OCTANO F-1	82.7	D-2699-70
PRESION DE VAPOR REID, Lb	8.5	D-323-72
CORROSION 3 Hr. a 50°C	Std. 1-Aq	D-130-68
GOMA PREFORMADA, mg/100 ml	0.9	D-581-70
CONTENIDO DE TETRAETILO DE PLOMO, ml/gal.	2.19	D-526-70
PERIODO DE INDUCCION, Min.	> 300	D-525-55
DESTILACION		D-86-67
TEMP. INICIAL DE EBULLICION, °C	41	
10% DESTILA A °C	61	
50% DESTILA A °C	110	
90% DESTILA A °C	175	
TEMP. FINAL DE EBULLICION, °C	210	

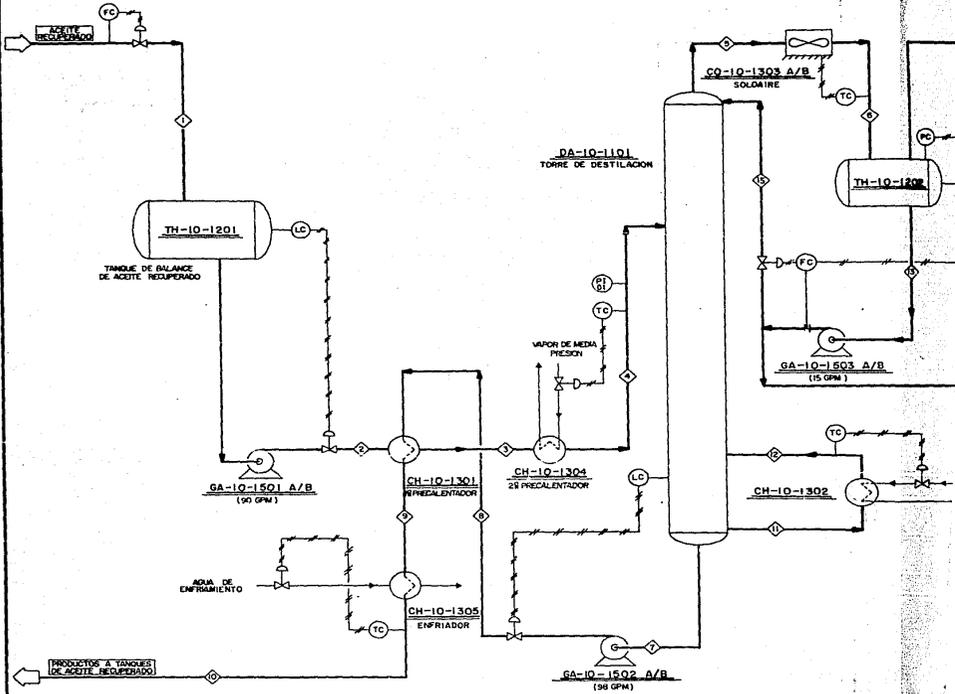
### APLICACIONES

Gasolina para vehículo  
de motor.

### MANEJO

Autotanques  
y carrotanques.

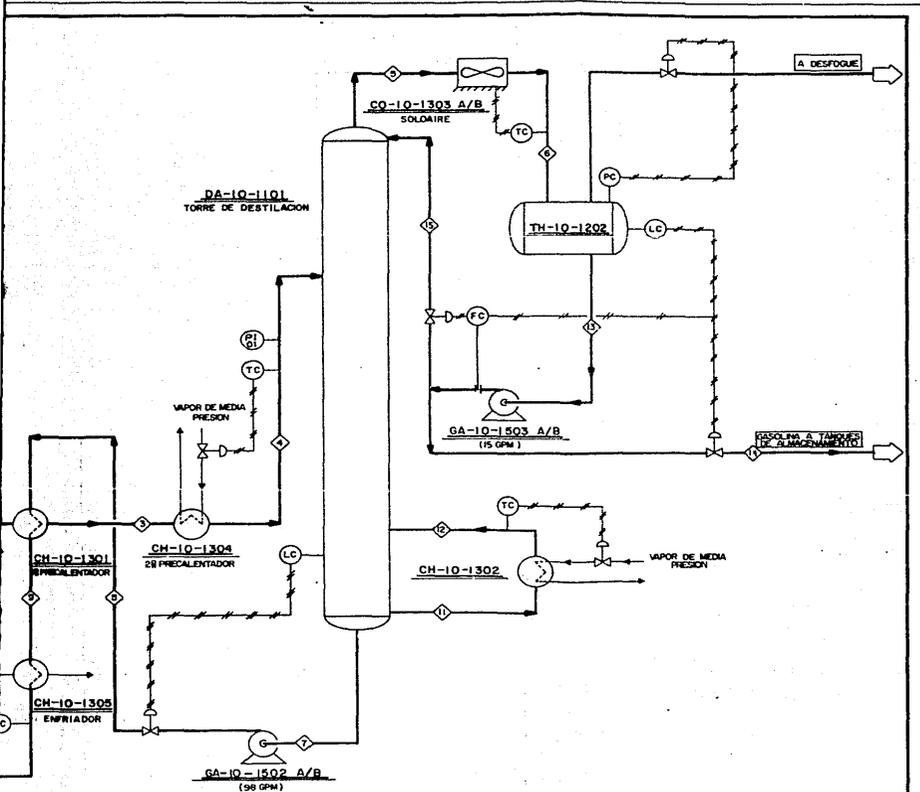
- FIG. 1 -



PROPIEDAD	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
DEBITO (Lb/Hrs)	65,633	65,633	41,633	65,633	16,210	14,213	59,523	59,523	59,523	26,613	26,613	16,213	6,111	10,102	
DENSIDAD (Lb/ft <sup>3</sup> )	23,04	23,04	49,7	45,55		46,8	46,8	46,8	46,8		46,8	46,8	46,8	46,8	46,8
PH PROM (Lb/Lb Mol)	16,2	14,2	16,2	14,2	10,6	10,6	11,7	11,7	11,7	11,7	11,7	11,7	11,7	11,7	11,7
PRESION (PSIG)	8,7	35,4	25,4	15,4	8,4	3,4	11,74	5,05	49,79	49,45	11,74	11,74	3,14	30,0	20,0
TEMPERATURA (°F)	71,6	71,6	235	287	274	100,0	44,7	76,014	212	104,6	117,0	117,0	100,4	100,4	100,4

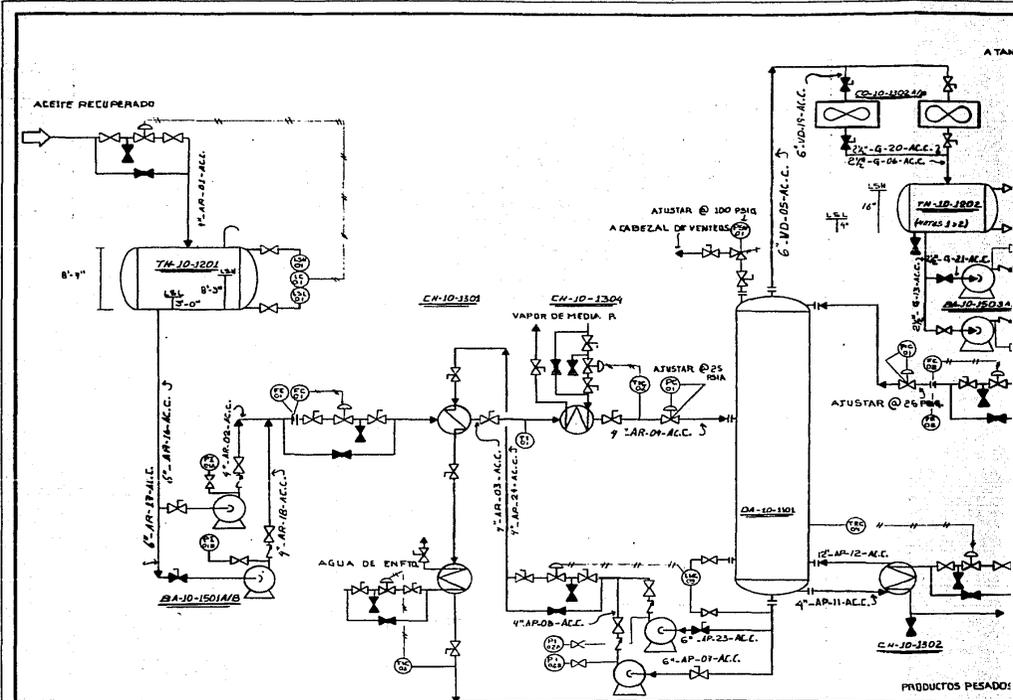
DIAGRAMA	
NUMERO DE LA PLANTA	
REALIZADO	JL
REVISADO	HN
APROBADO	HN

- FIG. 1 -



54,523	54,523	54,523	26,613	26,613	16,215	6,111	10,102
74.8	44.8	44.6	46.8	—	242.7	143.7	242.7
171.7	171.7	171.7	171.7	11.7	104.6	104.6	104.6
1505	4378	4945	1174	1174	3.14	20.0	20.0
16024	212	104.4	449.0	418.0	100.4	100.4	100.4

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
NOMBRE DE LA PLANTA	PLANTA DE ACEITE RECUPERADO
REALIZO	J. REBOLLAR F. Y E. JUAREZ D.
REVISO	ING. J.E. ARRIAGA G.
APROBO	ING. J.E. ARRIAGA G.



NOTAS:

- 1- TROZO DE TUBO Ø NOM. 20" DE A.C.C.
- 2- EQUIPO EXISTENTE EXCEPTO TH-10-1202.
- 3- CODIFICACION DE LINEAS:  $\beta$ -SERVICIO-Nº LINEA-MATERIAL.

DIAGRAMA D1	
NOMBRE	PLANT
REALIZO	J. REI
REVISO	INS.
APROBO	INS.

-FIG.2-

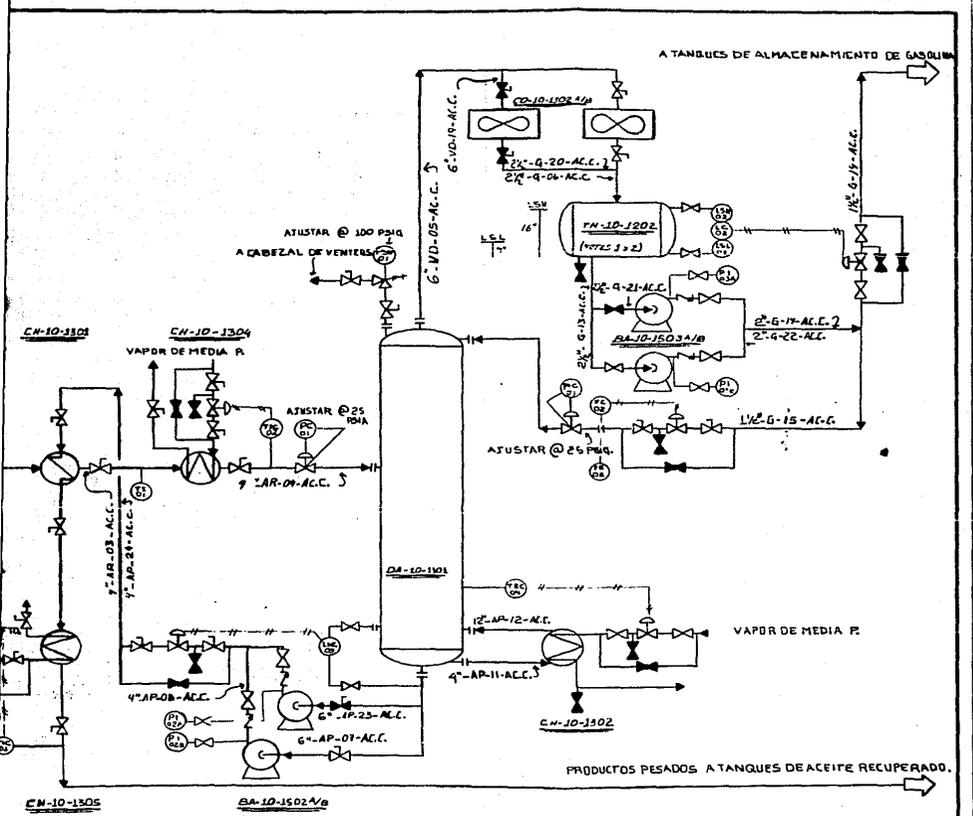


DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION

NOMBRE	PLANTA DE ACEITE RECUPERADO.
REALIZO	J. REBOLLAR F. Y E. JUAREZ O.
REVISO	ING. J. E. ARRIAGA G.
APROBO	ING. J. E. ARRIAGA G.

**B I B L I O G R A F I A**

## R E F E R E N C I A S

- 1 Ashort-Cut method for multicomponent distillation.  
Dimitrius S Marinos - Kouris.  
Chem. Eng. March. 1981 p.p. 83-86.
- 2 A general correlation of Vapor-Liquid equilibria in hydro-  
carbon mixtures.  
Chao-Seader. AIChE Journal Dec. 1961 p.p. 598-605
- 3 Destilación  
Sawitosky. Cap. 3
- 4 Operaciones de transferencia de masa. Robert E. Treybal.  
Ed. McGraw-Hill, 2a. Ed.
- 5 Procesos de separación. C. Judson King.  
Ed. Reverté, S.A.
- 6 Procesos de transferencia de calor  
Donald. Q. Kern. Cia. Editorial Continental S.A. de C.V.
- 7 Especificación de gasolina NOVA de PEMEX.
- 8 Engineering data book.  
gas processors suppliers association.  
section 16 Physical properties.  
Ninth ed. 1972.
- 9 Flow of Fluids.  
Crane Co.
- 10 Capital cost estimating.  
March.24 1961, Chem.Eng. p. 114

- 11 From flow sheet to cost estimate.  
Petroleum Refiner, Sept. 1958 p.p. 331-334.
- 12 Process equipment.  
Chem. Eng. April 5 1982. p. 81
- 13 Graphs cut exchanger design time, by J. Starczewski.  
Heat Exchanger Design Hand-Book.