

146



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química

PROYECTO PARA LA RECUPERACION Y APROVECHAMIENTO DE LOS HIDROCARBUROS CONDENSADOS OBTENIDOS POR EL ENFRIAMIENTO DEL GAS NATURAL PRODUCIDO EN EL CAMPO CUNDUACAN.



T E S I S
Que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a :
JORGE RODRIGUEZ COLLADO



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Tesis 1977

BO 41-345

BCHA

ROC 344



JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE Ing. ALEJANDRO ANAYA DURAND.

V O C A L Ing. ANTONIO FRIAS MENDOZA

SECRETARIO Ing. ARIEL BAUTISTA SALGADO.

1er. SUPLENTE Ing. ARTURO LOPEZ TORRES.

2do. SUPLENTE Ing. JORGE MUÑOZ ESTRADA.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: DEPTO. DE INGRIA. DE PRODUCCION DE PETROLEOS MEXICANOS EN VILLAHERMOSA TABASCO, BIBLIOTECAS DE PETROLEOS MEXICANOS, INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO, Y LA FACULTAD DE QUIMICA EN EL D.F.

SUSTENTANTE: JORGE RODRIGUEZ COLLADO.

ASESOR: Ing. ARIEL BAUTISTA SALGADO.

SUPERVISOR TECNICO: Ing. AMADOR RODRIGUEZ COLLADO.

A MI PADRE:

AMADOR RODRIGUEZ CRUZ.

QUE CON SACRIFICIOS HIZO POSIBLE LA CULMINACION
DE MIS ESTUDIOS PROFESIONALES.

A EL QUE CON SU EJEMPLO FUE LA GUIA HA SEGUIR -
EN EL CAMINO DE LA SUPERACION.

A MI MADRE:

MARIA DEL CARMEN COLLADO DE RODRIGUEZ.

QUE CON SU AMOR Y SU CARINO ME DIO VIDA.

A ELLA QUE CON SU RECUERDO ME ALIENTO EN
LA LEJANIA.

A TI SEÑOR:

QUE SIEMPRE ILUMINASTES MI CAMINO, Y QUE
HICISTES DE MI SUEÑO UNA REALIDAD.

A MIS ABUELOS:

CONCEPCION RODRIGUEZ ROSALDO.

JOAQUIN COLLADO HERNANDEZ.

LEANDRA DE LA CRUZ DE RODRIGUEZ.

DELFINA CARAVEO DE COLLADO.

I N M E M O R I A M .

A MIS HERMANOS :

JOSE CONCEPCION.

JOSE CRUZ,

ANTONIO

AMADOR

MARIA DEL CARMEN

ROBERTO

MARTHA

MARIA ELENA

ASUNCION.

POR EL APOYO Y COMPRESION QUE SIEMPRE
ME BRINDARON.

A MIS HERMANOS POLITICOS :

VICTOR MANUEL .

AURELIA

ALMA ROSA .

NATIVIDAD .

A MIS SOBRINOS:

LUIS ROBERTO .

CLAUDIA ESTHER .

SUSANA DEL CARMEN .

ROSA VIRGINIA .

CINTHYA DEL JESUS .

LAURA .

ANTONIO .

JOSE .

PARA QUE SIGAN LAS HUELLAS DEJADAS EN EL
CAMINO .

A LOS MAESTROS DE LAS ESCUELAS :

PRIMARIA PROFRA. TERESA VERA.

SECUNDARIA FEDERAL # 42

PREPARATORIA PROFR. ROSENDO TARACENA PADRON DE COMALCALCO

TABASCO POR SUS SABIAS ENSEÑANZAS.

MAESTROS HE AQUI EL FRUTO DE LA SEMILLA QUE HABEIS SEMBRADO.

A LOS MAESTROS DE LA FACULTAD DE QUIMICA
DE LA U.N.A.M. POR SUS CONOCIMIENTOS --
TRANSMITIDOS.

CON RESPETO Y RECONOCIMIENTO A MI JURADO
POR SUS SABIOS CONSEJOS.

A MI ASESOR :

ING. ARIEL BAUTISTA SALGADO.
POR SU CONFIANZA.

CON AGRADECIMIENTO A LOS INGENIEROS QUE LABORAN EN EL DEPARTAMENTO DE
INGENIERIA DE PRODUCCION EN VILLAHERMOSA TABASCO. EN ESPECIAL A LOS -
INGENIEROS :

RAMON CADENA MORALES.

URIEL TORRES RUIZ.

JESUS BAÑUELOS DAMIAN.

CARLOS DE LA FUENTE REYES.

POR SU VALIOSA COLABORACION EN LA REALIZACION
DE ESTA TESIS.

A LOS SEÑORES :

ANTONIO CARAVEO JIMENEZ

IRENE BURELO DE CARAVEO (IN MEMORIAM).

QUE SIEMPRE ME ALENTARON A SEGUIR ADELANTE.

A TODOS MIS FAMILIARES.

A TODOS MIS AMIGOS.

LA CIENCIA PROPORCIONA UN MAYOR CONTROL
SOBRE LAS FUERZAS DE LA NATURALEZA, Y ASI NOS
DA LOS MEDIOS DE REALIZAR PRACTICAMENTE NUESTROS
PROPOSITOS.

PERO PROPORCIONA TAMBIEN UNA COMPRESION MAS COMPLETA
Y UNA VISION MAS AUTENTICA DE LA REALIDAD NATURAL. ESTO ES,
EN DEFINITIVA, LO MAS IMPORTANTE, PORQUE NUESTRA VISION DE LA
REALIDAD NOS AYUDA A DETERMINAR NUESTROS PROPOSITOS.

JULIAN HUXLEY.

I N D I C E

CAPITULO 1 .- INTRODUCCION

CAPITULO 2.- GENERALIDADES.

2.1.- SINOPSIS HISTORICA DEL CAMPO CUNDUACAN.

- 1.- Antecedentes y Memoria
- 2.- Vías de Acceso
- 3.- Climatología
- 4.- Características del Crudo Producido

2.2.- DESCRIPCION DE LA BATERIA DE RECOLECCION, SEPARACION

MEDICION Y BOMBEO CUNDUACAN # 1.

- 1.- Equipo de Separación y Rectificación
- 2.- Equipo de Bombeo
- 3.- Equipo de Medición de Aceite y Gas.
- 4.- Almacenamiento
- 5.- Oleoductos.
- 6.- Gasoductos
- 7.- Presa API
- 8.- Tanque de Flasheo
- 9.- Descripción del Proceso.

2.3.- DESCRIPCION DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO UTILIZADO.

- A).- Ventajas
- B).- Desventajas
- C).- Diseño y Selección.

2.4.- CARACTERISTICAS DEL GAS NATURAL PRODUCIDO

- 1.- Orígenes.
- 2.- Aplicaciones como Combustible
- 3.- Utilización como Materia Prima.

4.- Características

5.- Cálculo de los Licuables contenidos en el Gas.

2.5.- RECUPERACION Y APROVECHAMIENTO DE LOS HIDROCARBUROS
CONDENSADOS (GASOLINA)

NOMENCLATURA UTILIZADA

CAPITULO 3.- CALCULO Y SELECCION DEL EQUIPO

3.1.- CALCULO DEL TANQUE RECUPERADOR DE HIDROCARBUROS
CONDENSADOS.

3.2.- CALCULO DE LA TUBERIA DE TRANSPORTE (GASOLINODUCTO)
Y ACCESORIOS

3.3.- CALCULO DEL EQUIPO DE BOMBEO

3.4.- CALCULO DE LAS VALVULAS.

CAPITULO 4.- CONSIDERACIONES ECONOMICAS

CONCLUSIONES Y OBSERVACIONES

BIBLIOGRAFIA.

C A P I T U L O 1.

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

El estudio de aquéllas Industrias que son indispensables para satisfacer las necesidades primordiales de una Sociedad es de suma importancia, pues de ellas depende, en gran parte, el desarrollo Económico de los Países. A éstas se les da el nombre de Industrias Básicas.

Entre las Industrias Básicas con que contamos en la actualidad, la más importante es la INDUSTRIA PETROLERA, porque en la mayoría de las materias que emplea el hombre se utiliza el PETROLEO ó algunos de los productos que de él se obtienen. Confirma lo anterior el dato estadístico de que el 93 % de la energía consumida en nuestro País, es proporcionada por esta Industria conocida por nosotros como PETROLEOS MEXICANOS (PEMEX).

Dentro de los hallazgos más recientes de Hidrocarburos en la República Mexicana, se encuentran los yacimientos en los Estados de TABASCO y CHIAPAS. La importancia de estos yacimientos es relevante, ya que su producción contribuirá en un alto porcentaje a satisfacer las necesidades de productos derivados del petróleo.

Desde que se inició la Explotación (Perforación) de los yacimientos de Gas-Aceite en los Estados de Tabasco y Chiapas y debido a la gran cantidad de Hidrocarburos de estos yacimientos, Petróleos Mexicanos vió la necesidad de desarrollar instalaciones para el aprovechamiento del Gas asociado con el Aceite.

En base a las condiciones que prevalecen en las Baterías de Separación - y principalmente a las características Físicas de los Fluidos manejados, se ha observado, que de la corriente gaseosa separada se Condensan Hidrocarburos pesados y Agua, tanto en las líneas que transportan el Gas (Gasoductos) a las Plantas Endulzadoras, como en las líneas de Vapores de los Tanques de Almacenamiento. Por tal motivo ha sido necesario desplazar esa Gasolina (Limpieza de Gasoductos) mediante corridas periódicas de Embolos Mecánicos (diablos) en el primer caso, y colocar Tanques acumuladores en el segundo; resolviendo parcialmente mediante estos sistemas las alteraciones en la operación del equipo indicado. El aparato que se utiliza en Limpiezas de Gasoductos recibe generalmente el nombre de Diablo y consiste en varios discos metálicos con bordes de Hule unidos por un eje común que lleva una partícula Radioactiva para su fácil localización en caso de que se atore en la línea.

Otro tipo de Diablos además de los discos de Hule, llevan cepillos de cuerdas aceradas y cuchillas raspadoras de Oxidos.

Para proceder a correr el Diablo se introduce éste en cámaras especiales denominadas Trampas de Diablos instaladas en cada uno de los Gasoductos, localizadas tanto a la llegada al centro de recibo como a la salida del centro de envío.

Dichos Hidrocarburos (Gasolina) se acumulan a lo largo de los diferentes Gasoductos en los llamados Columpios (cambios verticales en la dirección de la Tubería debido a accidentes del terreno) obstruyendo las líneas.

Lo anterior dió origen al desarrollo de la presente Tesis en la que se indican las condiciones actuales de operación, características Físicas de los Fluidos manejados y el procedimiento para la recuperación y aprovechamiento de estos Hidrocarburos Condensados.

De las gráficas y análisis que se han hecho en este Campo se ha observado que las Gasolinas provienen de la Expansión, cambios de Temperatura y Tiempo de Residencia del Aceite y el Gas residual al pasar de los Separadores de -

Baja Presión, a tanques de almacenamiento; por lo que se considera el Equipo co
rrespondiente para su recuperación y aprovechamiento.

Para la realización de esta Tesis, se tomó en consideración razones muy-
importantes; primero que es el Campo que más Aceite y Gas produce en el Distrio
to Comalcalco en el Estado de Tabasco, segundo el alto contenido de Licuables-
que se tiene, y tercero que es uno de los Campos descubiertos recientemente en
la Zona Sur de nuestro País.

En lo que se refiere a Costos, se tratarán en una forma global de acuer-
do al Equipo necesario, y así sacar conclusiones sobre la viabilidad del pro-
yecto.

TABLA # 6.C

EQUIPO DE MEDICION DE ACEITE
Y GAS

MEDICION DE GAS

<u>REGISTRADOR</u>			<u>PORTA</u>		<u>PLACA</u>	
MARCA	RANGO	LOCALIZACION	CONSTANTE MMPCD	MARCA	TAMAÑO	DIAM.(PLG)
VICAL	50x142	Medición A.P	---	ROBINSON	12"	5
"	100x1500	" "	---	DANIEL	6"	-
"	100x1500	" "	---	DANIEL	6"	2
"	100x1500	Gas a Proceso	1.6662	ROBINSON	14"	8
"	100x1500	Gas A.P	1.6662	ROBINSON	14"	8
"	400x142	Gas B.P	1.2924	DANIEL	14"	10

MEDICION DE ACEITE

PRODUCCION GENERAL DE POZOS

<u>TANQUES</u>	<u>FACTOR. m³/m³</u>	<u>TANQUES</u>	<u>FACTOR m³/m³</u>
TV-1	728	TM-1	91.43
TV-2	728	TM-2	86.75

C A P I T U L O 2

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

2.1.-SINOPSIS HISTORICA DEL CAMPO CUNDUACAN.

1.- Antecedentes y Memoria

El Campo CUNDUACAN pertenece al Distrito de Explotación Comalcalco y se encuentra localizado en el Municipio del mismo nombre en el Estado de Tabasco, a 20 Km. al Noroeste de la Ciudad de Villahermosa, Capital del Estado.

Este Campo se descubrió con la terminación del Pozo Cunduacán # 1 el 19 de Mayo de 1974 disparado en el Intervalo 4030 - 4047 m.b,m.r,

La Explotación de dicho campo comenzó al abrir a Producción (a - Bateria) el 28 de Julio de 1974, el Pozo Cunduacán # 1 con Estrangulador de 5/8 de pulgada y 175 Kg/Cm² de Presión en la T.P. con un volumen de 9000 Barriles/día de Aceite y 13.5 MMPCD de Gas asociado. A partir - de entonces se continuó con la Perforación de Pozos, lo que permitió -- que en 1975 se terminaran 4; en 1976, 8; y en 1977, 14; para hacer un - total de 27 Pozos en Explotación en este Campo.

A la fecha se considera que es el mejor campo productor del área, ya que los Pozos productores son 27, con una producción total de ----- 220,000 Bls/día de Aceite y 207 MMPCD de Gas, y una producción promedio diaria por Pozo de 9,500 Bls.

El Campo cuenta con una instalación de Recolección y Separación -

de aceite y gas ubicada en las inmediaciones del Pozo Cunduacán # 1 para una capacidad de Trabajo de 220,000 Bls/día de Aceite distribuida en cuatro etapas: Alta Presión (A.P.), Presión Intermedia (P.I.), Baja Presión (B.P.), y Tanques de Balance (T.B.); además equipo de Bombeo, un Tanque de Condensados, Tanque de Medición, Tanque de Almacenamiento, un Tanque de Flasheo, una Presa API, y líneas de Transporte (Oleoductos, Gasoductos)/.

2.- VIAS DE ACCESO.

Se tiene acceso al Campo Cunduacán por medio de la carretera Federal Coatzacoalcos-Villahermosa, en cuyo Kilómetro 130+000 entronca a la carretera pavimentada que va al poblado de Cunduacán, de allí prosigue un camino protegido con Asfalto al Campo Cunduacán, que dista 8 Km. de la población mencionada.

3.- CLIMATOLOGIA

En esta región el Clima es cálido y húmedo con abundantes lluvias de Septiembre a Febrero, la Temperatura máxima es de 40°C y la mínima es de 12°C, la Precipitación Pluvial diaria máxima es de 21.5 mm., y la mensual promedio de 23.0 mm. Los vientos dominantes son del Noroeste y en época de estío predominan los del Sureste.

4.- CARACTERISTICAS DEL CRUDO DEL CAMPO CUNDUACAN.

Para conocer las características de los Crudos del Campo Cundu-

cán se recolectan muestras de los diferentes Pozos, las cuales son - analizadas en los distintos laboratorio instalados por PEMEX en la Zona Sur de nuestro País.

En el Laboratorio se utilizan Métodos de Analisis variados - los cuales se indican pero no se describen, ya que no es el objetivo - de esta Tesis.

Muestra tomada en el Pozo Cunduacán No. 1

PRUEBAS	METODO	ANALISIS
1.-Peso Especifico a 20/4 ⁰ C	ASTM-D-287	0.878
2.-Grados A.P.I. a 60 ⁰ F	ASTM-D-287	29.600
3.-Viscosidad Saybolt Universal (S.U.). a 20 ⁰ C en seg.	ASTM-D-88	58.000
4.-Azufre total, % en Peso	ASTM-D-129	1.700
5.-Carbón Ramsbottom, % en Peso	ASTM-D-524	4.000
6.-Factor de Caracterización	UOP-375-59	12.300
7.-Metales, en ppm.	Absorción Atómica	
Fierro		1.350
Cobre		0.010
Níquel		2.000
Vanadio		14.000
8.-Presión de Vapor Reid, en Lb/Pig ²	ASTM-D-323	5.600

9.-Destilación HEMPEL a 760 mmHg

ASTM-D-285

TIE, °C	43.000
5% vol, °C	95.000
10% vol, °C	119.000
20% vol, °C	164.000
30% vol, °C	223.000
40% vol, °C	273.000
50% vol, °C	300.000
60% vol, °C	328.000
TFE, °C	342.000

10.-Viscosidad Absoluta, Centipoise 25.000

Muestra tomada en el Pozo Conduacán No. 20.

PRUEBAS

ANALISIS

1.-Peso Especifico a 20/4°C

0.878

2.-Viscosidad Saybolt Universal. Seg.

a).- 37.8°C

68.200

b).- 54.4°C

54.400

c).- 99.8°C

38.800

3.-Destilación HEMPEL, a 760 mmHg.

TIE °C

52.000

5% vol, °C

128.000

10% vol, °C

158.000

20% vol, °C

204.000

30% vol, °C

260.000

40% vol, °C	299.000
50% vol, °C	330.000
60% vol, °C	338.000
TFE, °C	342.000
Recuperado, % vol	65.000

4.- DATOS DE OPERACION.

Presión máxima de trabajo:

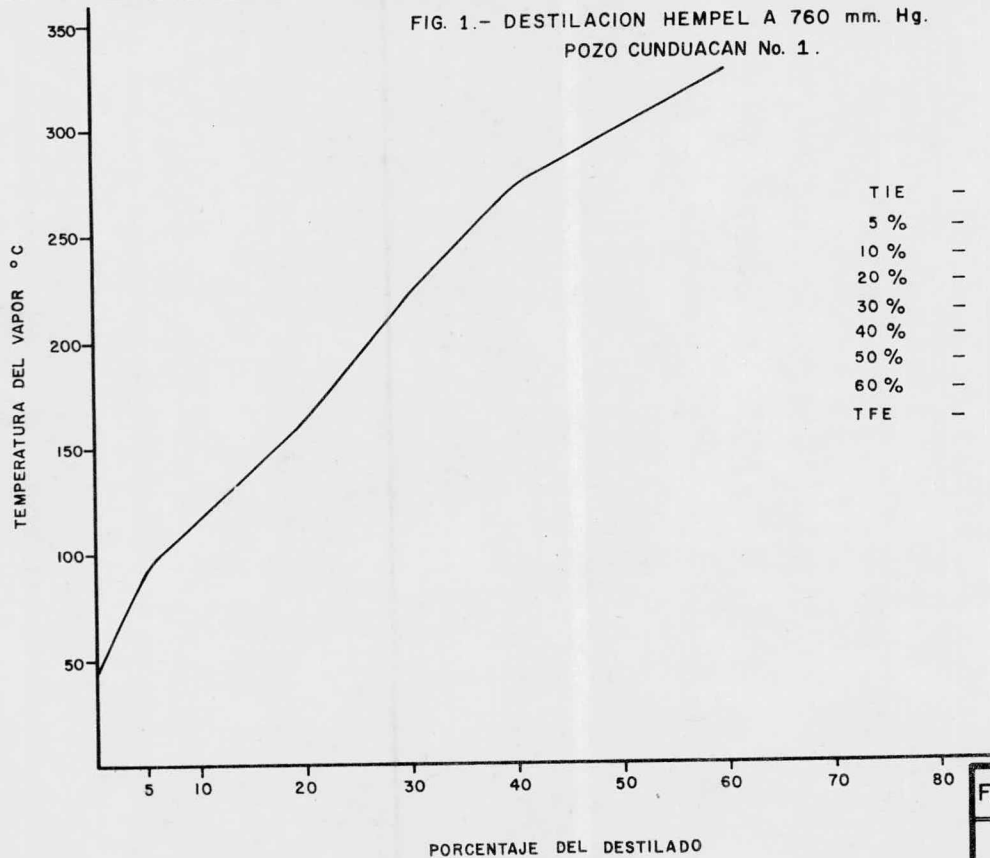
Alta presión promedio 210 Kg/Cm² a la cabeza del Pozo

En descarga de Bombas en Cunducción 70 Kg/Cm².

Temperatura máxima de trabajo.

Temperatura del Crudo 65°C.

FIG. 1.- DESTILACION HEMPEL A 760 mm. Hg.
POZO CUNDUACAN No. 1.



TIE	-	43 °C
5 %	-	95 °C
10 %	-	119 °C
20 %	-	164 °C
30 %	-	223 °C
40 %	-	273 °C
50 %	-	300 °C
60 %	-	223 °C
TFE	-	342 °C

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

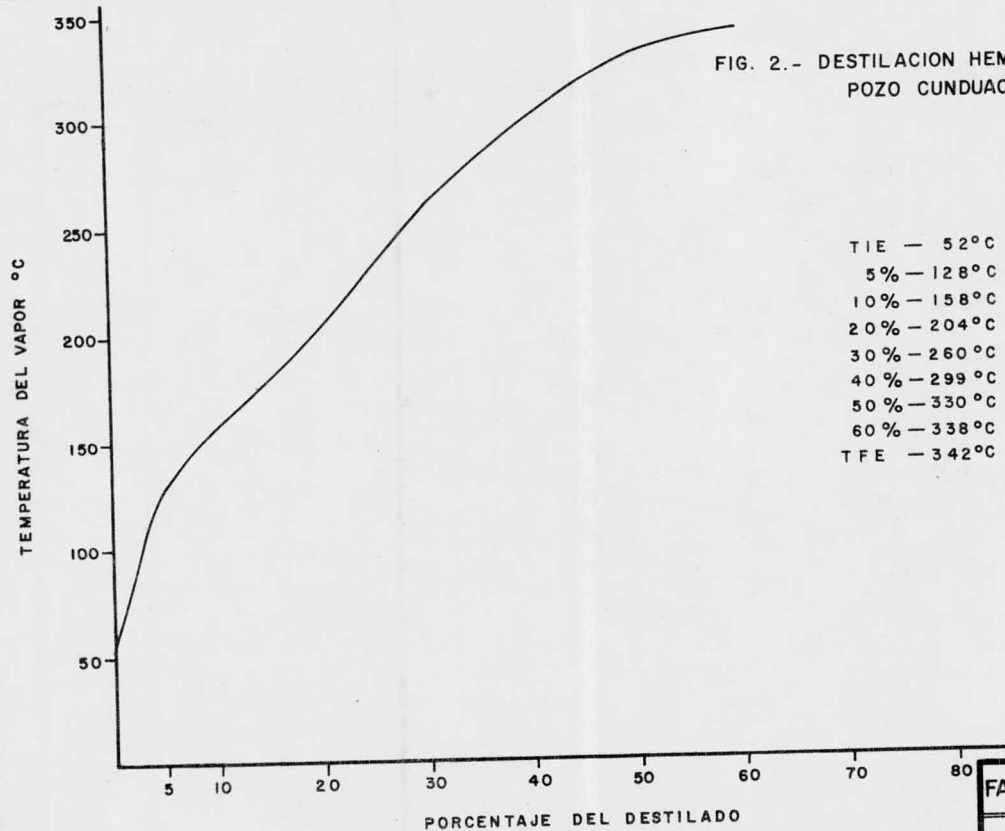


FIG. 2.- DESTILACION HEMPEL A 760 mm. Hg.
POZO CUNDUACAN No. 20

T I E — 52 °C
 5 % — 128 °C
 10 % — 158 °C
 20 % — 204 °C
 30 % — 260 °C
 40 % — 299 °C
 50 % — 330 °C
 60 % — 338 °C
 T F E — 342 °C

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

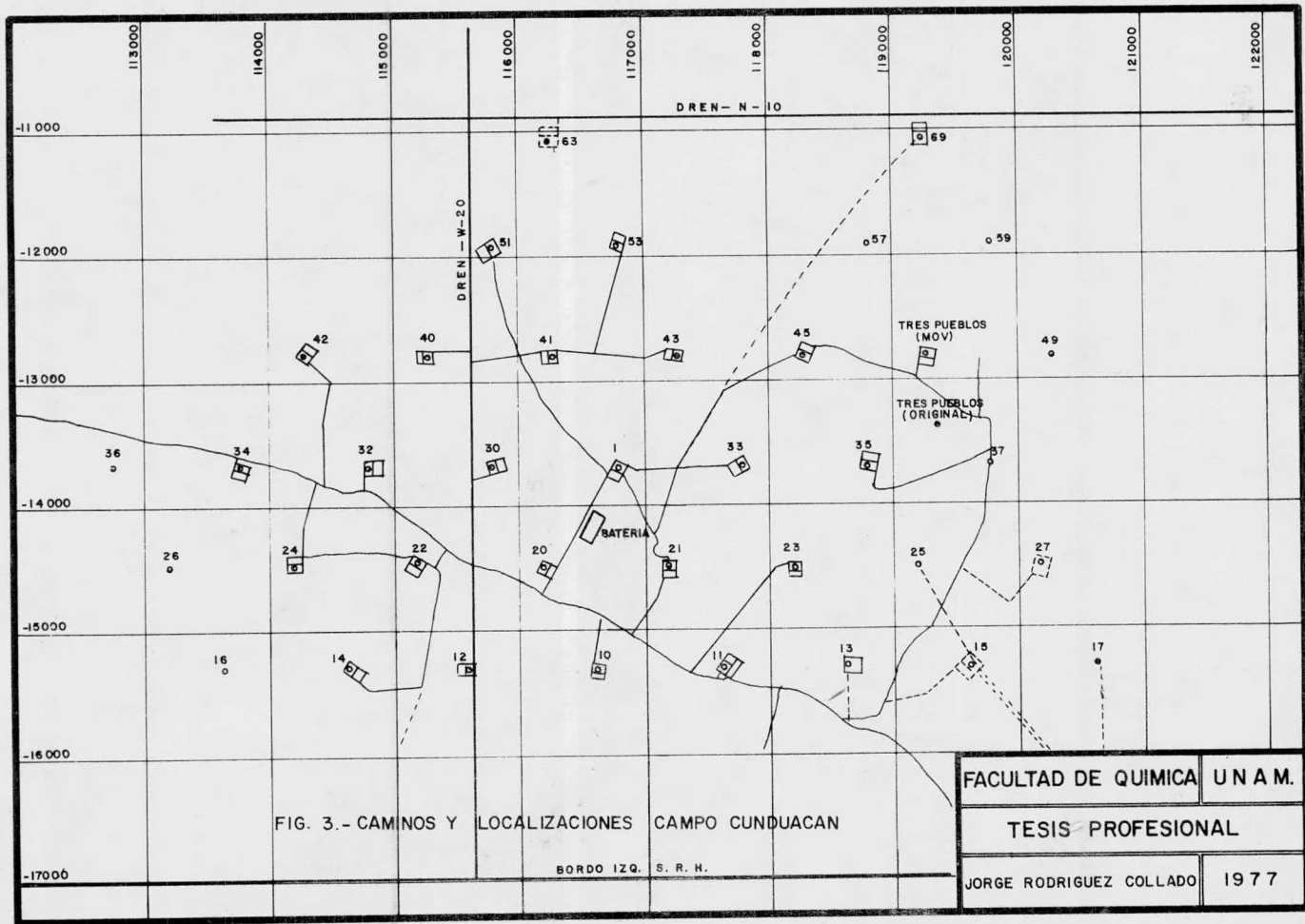


FIG. 3.- CAMINOS Y LOCALIZACIONES CAMPO CUNDUACAN

BORDO IZQ. S. R. H.

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

T A B L A # 1
E S T A D O D E P O Z O S .

POZO #	ESTADO ACTUAL	O R I F I C I O		ACEITE m ³ /día	R.G.A. m ³ /m ³	% AGUA	P R E S I O N			PRODUCCION ACUMULADA m ³	
		P1g	T.R				DE SEP.	T.P	T.R		LIN.
1	F	2(3/4)	2(1)	1,543	218	0.0	A.P	83	85	80	336,156
10	F	2(5/8)	2(3/4)	1,220	268	0.0	B.P	54	52	50	296,140
11	F	2(3/4)	2(7/8)	1,960	218	0.0	A.P	96	100	91	427,280
12	F	-----	1	420	181	0.0	B.P	35	--	12	700,020
13	F	2(5/8)	2(7/8)	1,435	251	0.0	A.P	90	92	83	360,185
14	F	2(1/2)	2(1)	602	212	0.0	B.P	42	45	41	127,624
21	F	2(3/4)	2(1)	2,740	227	0.0	A.P	98	100	96	621,980
22	F	2(3/4)	2(7/8)	1,617	214	0.0	B.P	60	60	49	346,038
23	F	2(3/4)	2(1)	1,444	200	0.0	A.P	84	93	83	288,800
24	F	2(3/4)	2(1)	1,220	188	0.0	B.P	51	55	49	229,360
30	F	2(7/8)	2(1)	1,058	200	0.0	A.P	81	82	78	212,193
32	F	2(7/8)	2(1)	1,805	250	0.0	B.P	43	52	40	451,250

33	F	2(5/8)	2(7/8)	1,113	240	0.0	A.P.	84	88	82	255,990
34	F	2(3/4)	2(1)	1,430	201	0.0	A.P	93	95	90	298,338
35	F	2(5/8)	2(7/8)	1,721	171	0.0	A.P	98	95	89	294,291
40	F	2(3/4)	2(1)	2,260	220	0.0	A.P	100	105	93	497,200
41	F	2(7/8)	2(1)	1,594	226	0.0	A.P	93	91	88	356,280
42	F	2(3/4)	2(7/8)	1,500	190	0.0	B.P	53	60	52	285,000
43	F	2(5/8)	2(3/4)	1,035	192	0.0	B.P	54	60	49	198,788
45	F	2(3/4)	2(7/8)	1,068	230	0.0	B.P	47	58	45	245,640
51	F	2(3/4)	2(7/8)	397	235	0.0	A.P	92	98	90	93,300
53	F	5/8	3/4	208	220	0.0	B.P	37	44	16	45,800

TABLA # 2

PRODUCCION DE GAS Y ACEITE

1974

MES	PRODUCCION DE GAS.			PRODUCCION DE ACEITE.			
	MMPCD			Barriles/día			
	FORMACION	B.N	TOTAL	FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
Enero	-----	---	-----	-----	---	---	-----
Febrero	-----	---	-----	-----	---	---	-----
Marzo	-----	---	-----	-----	---	---	-----
Abril	-----	---	-----	-----	---	---	-----
Mayo	-----	---	-----	-----	---	---	-----
Junio	-----	---	-----	-----	---	---	-----
Julio	0.842	---	0.842	0.553	---	---	0.553
Agosto	10.753	---	10.753	7.067	---	---	7.067
Septiembre	13.645	---	13.645	8.969	---	---	8.969
Octubre	13.645	---	13.645	8.986	---	---	8.986
Noviembre	15.761	---	15.761	10.970	---	---	10.970
Diciembre	18.935	---	18.935	12.491	---	---	12.491

T A B L A # 2.A

RELACION GAS-ACEITE Y RAMAS
OPERANDO.

1 9 7 4

M E S	RELACION GAS-ACEITE			RAMAS OPERANDO			
	RG	$\frac{m^3}{m^3}$	% AGUA PROD.	FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
Enero	---	---	---	---	---	---	---
Febrero	---	---	---	---	---	---	---
Marzo	---	---	---	---	---	---	---
Abril	---	---	---	---	---	---	---
Mayo	---	---	---	---	---	---	---
Junio	---	---	---	---	---	---	---
Julio	271	---	0.0	1	---	---	1
Agosto	270	---	0.0	1	---	---	1
Septiembre	270	---	0.0	1	---	---	1
Octubre	270	---	0.0	1	---	---	1
Noviembre	275	---	0.0	1	---	---	1
Diciembre	269	---	0.0	1	---	---	1

TABLA # 3.

PRODUCCION DE GAS Y ACEITE

1975

M E S	P R O D U C C I O N			P R O D U C C I O N			
	D E G A S .			D E A C E I T E			
	M M P C D			B a r r i l e s / d í a			
	FORMACION	B.N	TOTAL	FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
Enero	17.548	----	17.548	11,576	----	----	11,576
Febrero	24.890	----	24.890	16,852	----	----	16,852
Marzo	21.649	----	21.649	14,410	----	----	14,410
Abril	28.811	----	28.811	10,011	----	----	10,011
Mayo	38.513	----	38.513	25,347	----	----	25,347
Junio	36.844	----	36.844	24,306	----	----	24,306
Julio	44.347	----	44.347	29,460	----	----	29,460
Agosto	43.575	----	43.575	30,335	----	----	30,335
Septiembre	43.214	----	43.214	31,628	----	----	31,628
Octubre	59.611	----	59.611	43,508	----	----	43,508
Noviembre	64.533	----	64.533	47,078	----	----	47,078
Diciembre	66.889	----	66.889	48,700	----	----	48,700

TABLA # 3.A

RELACION GAS-ACEITE Y RAMAS
OPERANDO.

1975

MES	RELACION GAS-ACEITE			RAMAS OPERANDO			
	<u>RGA</u>	<u>RGIL</u>	<u>% AGUA PROD.</u>	<u>FLUYENTE</u>	<u>B.N.</u>	<u>B.M.</u>	<u>TOTAL</u>
Enero	269	----	0.0	1	---	---	1
Febrero	263	----	0.0	2	---	---	2
Marzo	267	----	0.0	2	---	---	2
Abril	269	----	0.0	2	---	---	2
Mayo	269	----	0.0	2	---	---	2
Junio	269	----	0.0	3	---	---	3
Julio	268	----	0.0	3	---	---	3
Agosto	255	----	0.0	3	---	---	3
Septiembre	243	----	0.0	4	---	---	4
Octubre	244	----	0.0	4	---	---	4
Noviembre	266	----	0.0	4	---	---	4
Diciembre	244	----	0.0	5	---	---	5

T A B L A # 4

PRODUCCION DE GAS Y ACEITE

1976

MES	PRODUCCION DE GAS			PRODUCCION DE ACEITE			
	MMPCD			Barriles/día			
	FORMACION	B.N	TOTAL	FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
Enero	55.325	---	55.325	40,192	---	---	40,192
Febrero	104.335	---	104.335	63,453	---	---	63,453
Marzo	99.850	---	99.850	67,136	---	---	67,136
Abril	97.619	---	97.619	71,097	---	---	71,097
Mayo	103.831	---	103.831	75,165	---	---	75,165
Junio	114.600	---	114.600	76,931	---	---	76,931
Julio	100.637	---	100.637	75,950	---	---	75,950
Agosto	102.262	---	102.262	83,425	---	---	83,425
Septiembre	98.783	---	98.783	82,461	---	---	82,461
Octubre	105.337	---	105.337	90,237	---	---	90,237
Noviembre	95.541	---	95.541	81,710	---	---	81,710
Diciembre	106.871	---	106.871	74,960	---	---	74,960

T A B L A # 4.A

RELACION GAS - ACEITE Y RAMAS

OPERANDO.

1976

MES	RELACION GAS-ACEITE			RAMAS OPERANDO			
	RG	$\frac{m^3}{m^3}$ GIL	% AGUA PROD.	FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
Enero	245	-----	0.0	4	---	---	4
Febrero	292	-----	0.0	6	---	---	6
Marzo	264	-----	0.0	6	---	---	6
Abril	244	-----	0.0	6	---	---	6
Mayo	246	-----	0.0	7	---	---	7
Junio	265	-----	0.0	7	---	---	7
Julio	236	-----	0.0	7	---	---	7
Agosto	218	-----	0.0	8	---	---	8
Septiembre	213	-----	0.0	9	---	---	9
Octubre	207	-----	0.0	10	---	---	10
Noviembre	208	-----	0.0	10	---	---	10
Diciembre	211	-----	0.0	12	---	---	12

T A B L A # 5

PRODUCCION DE GAS Y ACEITE

1 9 7 7

MES	P R O D U C C I O N DE GAS			P R O D U C C I O N DE ACEITE			
	MMPCD.			Barriles/día			
	FORMACION	B.N	TOTAL	FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
Enero	121.964	----	121.964	104,412	---	---	104,412
Febrero	140.212	----	140.212	117,285	---	---	117,285
Marzo	162.012	----	162.012	134,597	---	---	134,597
Abril	180.409	----	180.409	150,527	---	---	150,527
Mayo	191.558	----	191.558	163,725	---	---	163,725
Junio	171.757	----	171.757	181,696	---	---	181,696
Agosto	207.000	----	207.000	220,000	---	---	220,000

T A B L A # 5.A

RELACION GAS = ACEITE Y RAMAS
OPERANDO.

1 9 7 7

MES	RELACION GAS-ACEITE			RAMAS OPERANDO			
	$\frac{m^3}{m^3}$			FLUYENTE	B.N	B.M	TOTAL
RGa	RGIL	% AGUA PROD.					
Enero	208	----	0.0	14	---	---	14
Febrero	212	----	0.0	16	---	---	16
Marzo	214	----	0.0	17	---	---	17
Abril	213	----	0.0	19	---	---	19
Mayo	208	----	0.0	21	---	---	21
Junio	191	----	0.0	20	---	---	20
Julio	168	----	0.0	20	---	---	20
Agosto	192	----	0.0	20	---	---	20

2.2.- DESCRIPCION DE LA BATERIA DE RECOLECCION, SEPARACION, MEDICION Y -
BOMBEO CUNDUACAN 1.

La Bateria definitiva Cunduacán 1 se puso en operación el 29 de -- Enero de 1976 con 7 separadores de Baja Presión, 2 Tanques Verticales- de almacenamiento de 5,000 Barriles y 5 unidades de Bombeo (Quintuplex F.W. con motores de Gas). Actualmente cuenta con una serie de Equipos con los cuales se lleva a cabo la Recolección, Separación, Medición y- Bombeo, los cuales se describen en esta sección.

A esta Bateria concurren los Pozos del Campo Cunduacán, el Pozo -- Iríde 156, y los pozos Samaria 165 y 167.

1).- EQUIPO DE SEPARACION Y RECTIFICACION.

Los Separadores son recipientes cerrados que se usan para separar- Gases y Líquidos de una mezcla dada. Son fabricados con lámina de Ace- ro soldadas con aditamentos adecuados en el interior para efectuar una Separación entre dos ó tres Fases.

La Separación Gas-Líquido obedece a los principios básicos siguien- tes:

- a).- Proceso mediante el cual es separado un Líquido de un Gas, de- bido al choque súbito de la corriente del fluido sobre una -- mampara.
- b).- La expansión que se efectúa depende de la naturaleza de los - fluidos a separar y de la relación que existe entre los dos.
- c).- Sometiendo la mezcla a movimiento Centrifugo, aumenta la efi-

ciencia de Separación, sobre todo cuando el contenido de la Fase Líquida es considerable.

A).- SECCIONES DE UN SEPARADOR.

Para una operación eficiente y estable dentro de una amplia gama de condiciones, los Separadores deberán tener las secciones que a continuación se describen.

a).- SECCION DE SEPARACION PRIMARIA.- Para separar el volumen de Líquido de la corriente de Gas Procedente del Pozo. Esta sección es útil para eliminar rápidamente baches lentos de Líquido y grandes gotas de Líquido de la corriente de Gas para permitir reducir al mínimo la Turbulencia. En esta sección se efectúa la Separación al chocar el Gas-Aceite con la mampara deflectora.

b).- SECCION DE ACUMULACION DE LIQUIDO.- Para recibir y depositar Los Líquidos separados. Esta sección deberá tener el suficiente espacio para manejar Cabezadas de fluido que puedan ocurrir en una operación normal y deberá diseñarse para impedir que el líquido separado no sea perturbado por la corriente de Gas. Cuando hay grandes cantidades de Líquido y hay grandes Cabezadas deberá ser necesario aumentar esta sección

c).- SECCION DE SEPARACION SECUNDARIA.- Esta sección permite eliminar pequeñas partículas de gotas de Líquido.

El principio de esta sección es el Asentamiento por gravedad

de la corriente de Gas. A partir de que la base de lo que se requiere para el asentamiento por gravedad es la reducción al mínimo de la turbulencia. Esto es importante para disminuir la velocidad del Gas precisamente a la entrada del Separador.

d).- SECCION DE EXTRACCION DE NEBLINA. Esta Sección está diseñada para eliminar gotas de Líquido tan pequeñas que no pueden ser asentadas por Gravedad. Estas gotas son acarreadas a través de la segunda sección de Separación, cuando la Velocidad del Vapor es mayor que el ritmo de Asentamiento de partículas. Los Separadores usuales permiten recuperar un máximo de Líquido arrastrado de 0.10 Galones de Líquido por MMPC de Gas; ó bien un máximo de cerca de 10 ppm de Líquido arrastrado en la mezcla total manejada. En el Campo de Separadores de Aceite y Gas se emplean dos tipos de Extractores de Neblina. La única diferencia entre éstos dos tipos es la Intensidad de la Fuerza Centrifuga.

La Fuerza Centrifuga resultante del cambio de dirección del flujo tiene el mismo efecto en la Niebla que un incremento en la Fuerza de Gravedad.

B).- TIPOS COMUNES DE ELIMINADORES DE NEBLINA.

I.- Extractor de Neblina Tipo VANE.

El extractor de Neblina de tipo Vane consiste de un laberinto formado por placas paralelas de metal con cámaras de colección ó acumulación. El choque de las partículas pequeñas da lugar a la formación de gotas bastante grandes que se forman al ocurrir el asentamiento por gravedad ayudado por la fuerza Centrifuga, a la superficie del colector.

El líquido que se acumula en los Vanes es enviado a la sección de acumulación de Líquidos a través de una tubería de drene.

2.- Almohadilla de Alambre.

Un segundo tipo de Extractor de Neblina es una Almohadilla de Alambre. Sin embargo las fuerzas Centrifugas y Gravitacionales son también usadas en la colección de pequeñas partículas líquidas. La partícula líquida choca

con la superficie del metal y fluye hacia abajo a través del espacio capilar formado por la Almohadilla de Alambre. En estas condiciones la corriente continúa hacia abajo.

C).- FACTORES QUE INFLUYEN EN LA SEPARACION.

Las principales variables que influyen en la Separación son:

La presión de operación de un Separador depende de la Presión del Pozo y la cantidad de Gas y Crudo que maneje.

Un cambio en la Presión afecta las Densidades del Gas y del Aceite en la Velocidad permitida y el volumen real del Flujo.

El efecto neto de un incremento en la Temperatura durante la Separación es un decremento en la Capacidad del Separador.

D).- CAPACIDAD DEL SEPARADOR.

La Capacidad del manejo de Aceite del Separador está basado en la Relación del Volumen normal de Aceite y el tiempo de Residencia en el Separador. El cual es usualmente de un Minuto para permitir que el Gas y el Agua se separen del Aceite.

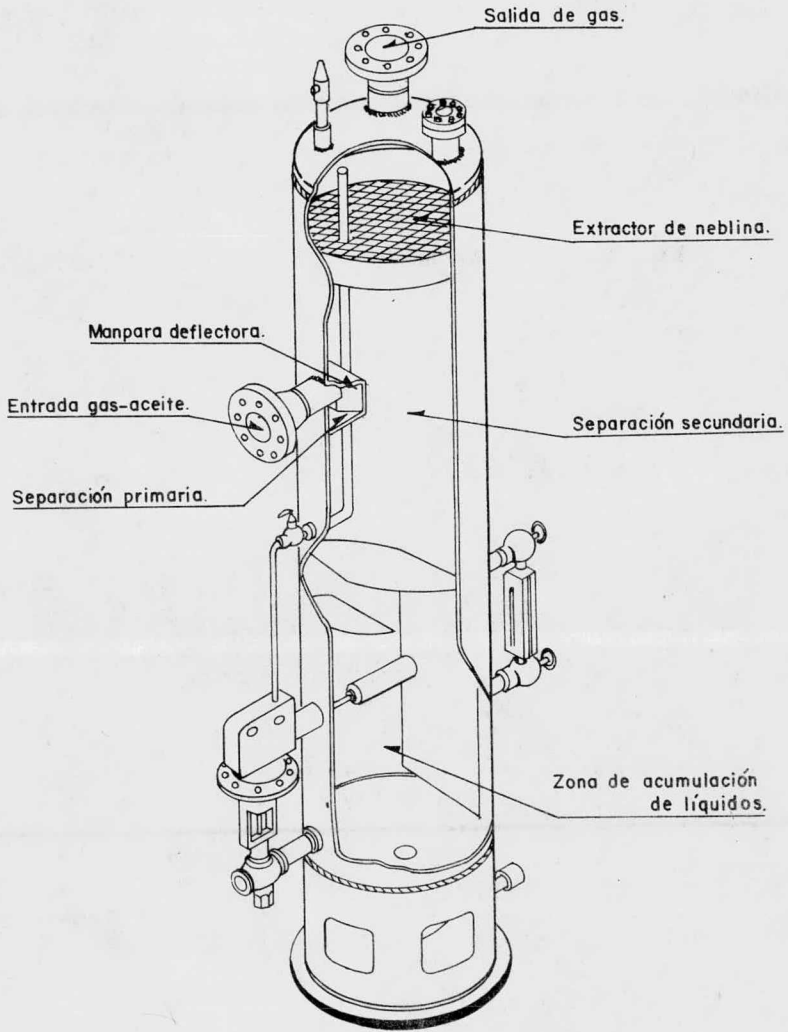


FIG. 4.- SECCIONES DE UN SEPARADOR

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

no

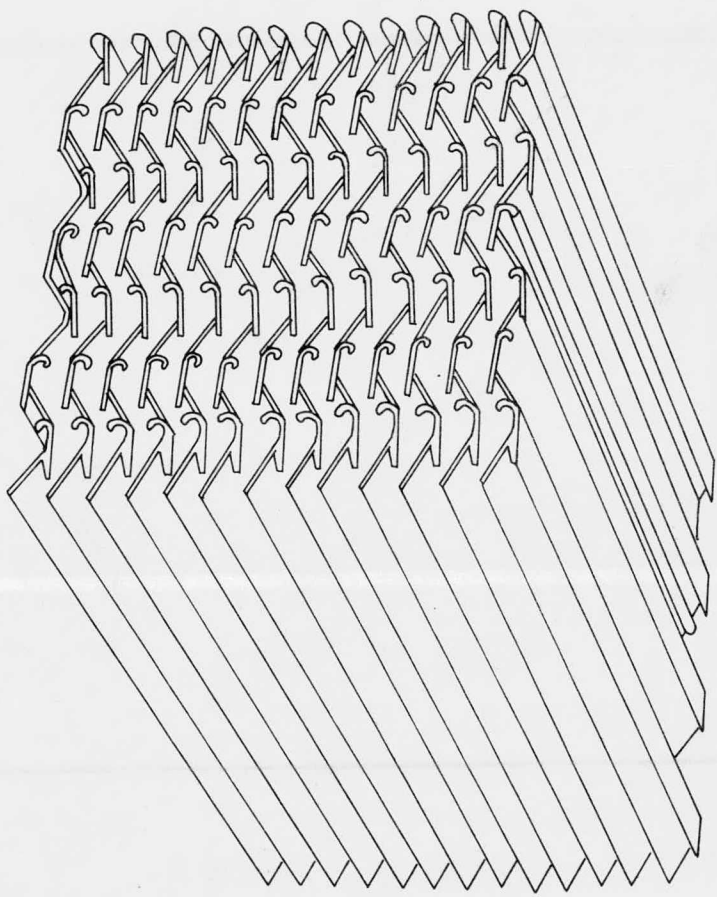


FIG. 5.-EXTRACTOR DE NEBLINA TIPO VANE

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

E).- TIPOS DE SEPARADORES.

Los Separadores de Diferentes manufacturas difieren poco en detalles, pero pueden ser clasificados, de acuerdo a su forma y su posición como:

Horizontales Cilíndrico.

Verticales Cilíndricos .

Esféricos.

La Separación que se lleva a cabo en cada uno de estos recipientes es muy relativa, pues se efectúa por medios Físicos, por ejemplo: El Agua por mayor Densidad se depositará en la parte inferior, el Condensado de Hidrocarburos en la parte media y el Gas ocupará la parte superior.

En Cunducción la Bateria de Separación cuenta exclusivamente con Separadores Verticales y Horizontales.

1).- SEPARADORES VERTICALES.

A).- Ventajas y Desventajas.

- 1.- Pueden manejar más Líquido por unidad de Gas que los Horizontales.
- 2.- Su gran Capacidad para almacenar Líquidos, hace que su aplicación sea mandataria en los casos en que se presentan Cabezadas de Líquido momentáneas, como sucede en los Pozos que están en Producción por inyección de Gas.
- 3.- Debido precisamente a su forma Vertical, este tipo de Separadores tiene ventajas definitivas cuando la corriente del - -

Pozo tiene cantidades considerables de Lodo y Arena, ya que el drenaje colocado en la parte inferior permite que la operación de limpieza sea muy simple.

4.- La Forma Vertical facilita el montaje de una Bateria de ellos cuando el espacio es limitado, pero a la vez hace difícil su erección.

5.- No se prestan para ser montados sobre Patines.

b).- Operación

Los Separadores Verticales, están diseñados y construidos para hacer uso de todos los factores que propician y facilitan una Separación Mecánica de la Fase Gaseosa de la Fase Líquida.

Separación Primaria.- Al entrar la corriente al Separador, encuentra una Mampara que divide la corriente en dos y la lanza por la circunferencia del cuerpo del Separador. El brusco cambio de dirección y la Fuerza Centrifuga resultante del Flujo Circular separan eficientemente el Líquido que ahora fluye hacia abajo por las paredes del cuerpo.

Separación Secundaria.- El Gas fluye Verticalmente hacia arriba, a baja Velocidad y poca Turbulencia, dándole oportunidad al Líquido -- que no se había separado inicialmente a caer a Contra corriente.

Extractor de Nebulina.- Está colocado en la parte superior del Separador y tiene por objeto poner en contacto las gotas más pequeñas del

líquido que aún arrastra el Gas con una superficie metálica en donde por medio de cambios constantes de dirección de la corriente, estas gotas se unen unas a otras hasta que adquieren suficiente peso para caer hasta la zona de almacenamiento de Líquido.

Cuando se ha acumulado suficiente líquido en la parte inferior -- del Separador, su nivel llega al Flotador del control de Nivel, el cual opera la válvula motora que permite la salida del Aceite del Separador.

El Gas sale seco del Separador por la Boquilla superior

Los recipientes están diseñados según el Código ASME y se surten con válvulas de alivio.

Un Baffle separa la sección de acumulación de líquido de la Sección de Separación Primaria para asegurar una superficie tranquila de líquido que permite una operación del Nivel de líquido y un rápido incremento en la solución del Gas.

2).- SEPARADORES HORIZONTALES.

Específicamente en la Bateria Cunduacán I, los Separadores se utilizan para separar el Aceite del Gas que proviene directamente del Pozo ó grupo de Pozos (Campo).

a).- Ventajas y Desventajas.

1.- Son los más Económicos cuando se pretende manejar grandes volúmenes de Gas con relativamente poco líquido.

2.- No son recomendables cuando el Aceite contiene Lodo ó Arena ya que la limpieza se dificulta por su forma y construcción interna.

3.- Se pueden montar fácilmente sobre patines lo cual simplifica su transportes y erección.

4.- La inspección y reparación de los dispositivos de seguridad -- montados sobre el Separador se puede hacer por lo general desde el piso

b).-Operación.

Separación Primaria.- La corriente de Gas-Líquido al entrar al separador encuentra un Deflector que la obliga a cambiar bruscamente su - dirección. Aprovechando la alta velocidad en la Boquilla de admisión, este brusco cambio de dirección provoca una efectiva separación inicial

Separación Secundaria.- El Gas fluye a baja Velocidad y con poca - Turbulencia a lo largo del Separador, por lo que las gotas de Líquido - arrastrada por el Gas pueden caer hasta tocar la superficie de Líquido acumulado, al cual se incorporan.

Extractor de Neblina.- El Gas tiene que pasar por un Extractor - de Neblina en donde las gotas más pequeñas de Líquido quedan atrapadas incorporándose al Volúmen de Líquido Principal.

El Gas sale seco del Separador

Zona de acumulación de Líquidos. En los Separadores de la mitad inferior del cuerpo se destina a los Líquidos, con lo cual se obtiene un gran volúmen de Líquido retenido y la superficie máxima de Interfa-

Se Gas-Líquido para facilitar el desprendimiento del Gas y el establecimiento del Equilibrio Físico .

B.- SEPARADORES ESFERICOS.

A).- Ventajas y desventajas.

- 1.- Pueden manejar mayor cantidad de Líquido y Gas que los Horizontales y los Verticales, debido a su forma y su posición.
- 2.- Debido a su forma Esférica la Separación Líquido-Gas es la más eficiente - comparado con los otros tipos de Separadores.
- 3.- Se pueden utilizar cuando se tienen grandes cabezadas de Líquido y cuando se tienen corrientes de los Pozos con cantidades considerables de lodo y arena.
- 4.- Debido a su forma se tienen problema de localización en la Planta, y dificultades en su transporte y montaje.
- 5.- Su Costo es mayor que cualquiera de los otros tipos, ya que sus Secciones - principalmente la Extractora de Neblina es más grande.

F).- RECTIFICADORES.

Los Rectificadores de Gas son recipientes diseñados para ser usados en sistemas de Gas Húmedo, para separar Líquidos del Gas, preparándolo para la Compresión ó Procesamiento.

Su operación, los tipos, ventajas y desventajas son idénticas a los Separadores, pues solo varían en capacidad de manejo de Gas-Aceite, dando como consecuencia mayor tamaño de las Boquillas de entrada de la corriente, salida del Gas y salida del Aceite.

Se tienen instalados y en operación 5 Separadores Verticales y 6 Horizontales en la sección de Alta Presión, 15 Separadores Verticales en la sección de Baja Presión, 5 Rectificadores Verticales de Alta Presión (3 a la entrada y 2 a la salida de Soloaires), y 2 Rectificadores Horizontales de Baja Presión (I antes y I después de Soloaires).

En la Sección de Presión Intermedia, que se acaba de instalar se tiene:
6 Separadores Horizontales de Presión Intermedia, 2 Rectificadores Horizontales de Baja Presión, 2 Rectificadores Horizontales de Presión Intermedia y un Separador-Medidor Horizontal.

2).- EQUIPO DE BOMBEO.

Para el Bombeo del Aceite manejado en esta Bateria, se tienen instaladas y en operación 8 Bombas Quintuplex Frank Wheatley acopladas a motores de Gas.- También se tienen instalados el siguiente equipo: 2 Turbobombas con capacidad de 50,000 Bls. cada una y 4 Motobombas Eléctricas con capacidad de 35,000 Bls. cada una.

3).- EQUIPO DE MEDICION DE ACEITE Y GAS.

Para la Medición de la Producción de Aceite y Gas de los Pozos se cuenta con una sección de medición formada por un Separador de Alta Presión un Separador de Baja Presión, un Registrador de Flujo en la Descarga de Gas y dos - Tanques Verticales de 5,000 Bls. cada uno.

La producción general de Aceite se mide en dos Tanques de 55,000 Bls. cada uno .

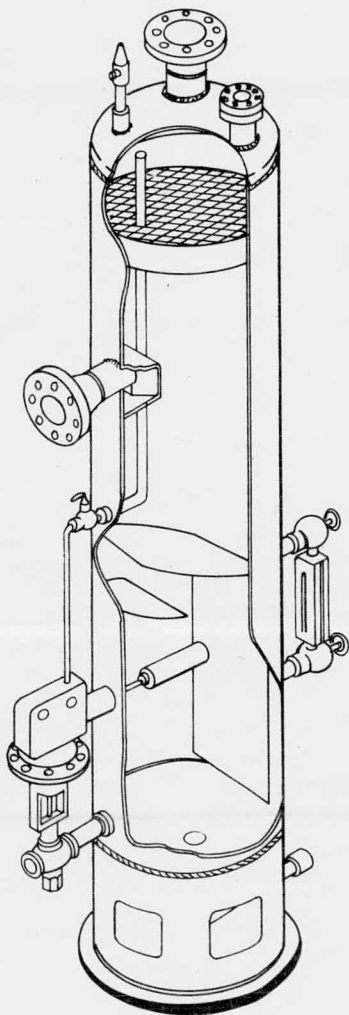


FIG. 6.- SEPARADOR VERTICAL

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

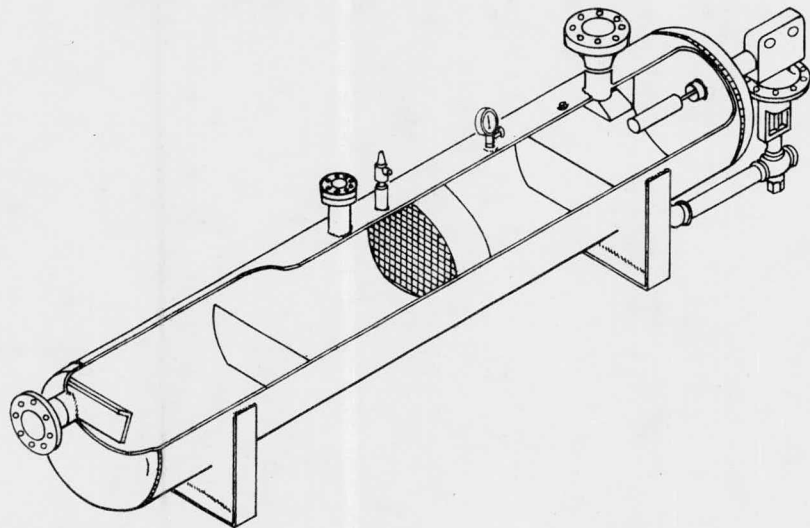


FIG. 7.- SEPARADOR HORIZONTAL

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

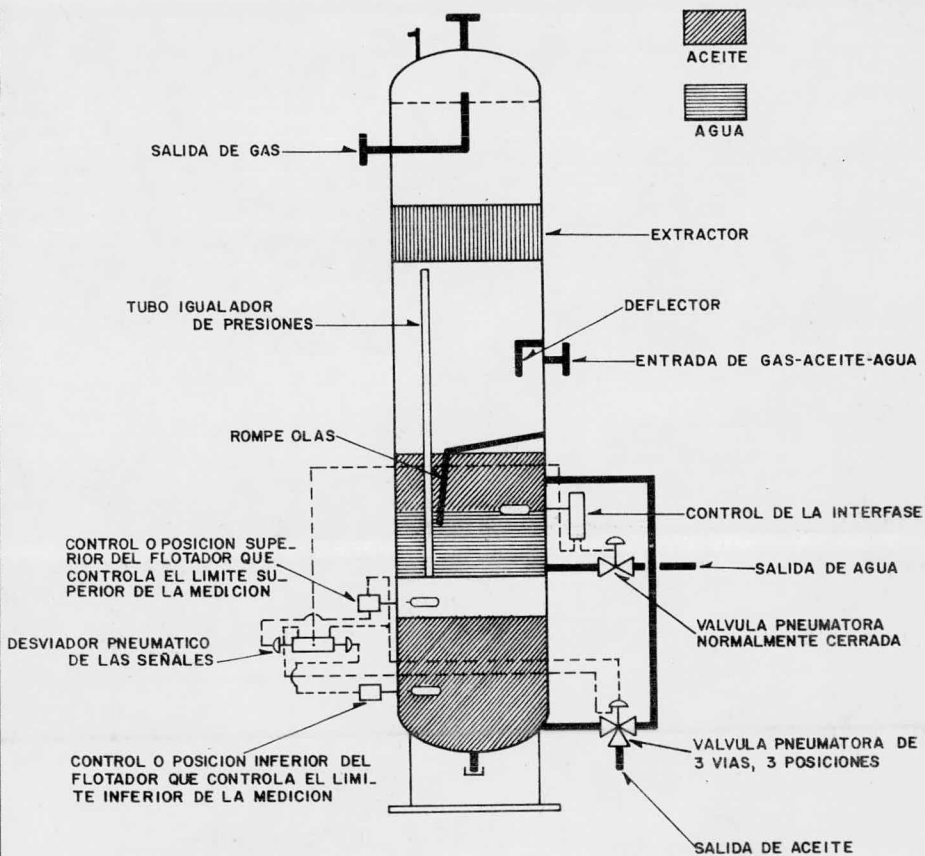


FIG. 8.-PARTES DE UN SEPARADOR-MEDIDOR

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
---------------------	-------

TESIS PROFESIONAL

JORGE RODRIGUEZ COLLADO

1977

T A B L A # 6.A

EQUIPO DE SEPARACION Y RECTIFICACION									
TREN	SECCION DE	DESCRIPCION	MARCA	TIPO	TAMANO	CAPACIDAD			
						ACEITE EN BPD PLACA	REAL	GAS EN MMPCD PLACA	REAL
		Separador	EPN	Vertical	72"x 20'x1100#	29,000	12,000	50	20
		"	"	"	"	"	"	"	"
		"	"	"	"	"	"	"	"
	A.P	"	"	"	"	"	"	"	"
		"	"	HORIZONTAL	"	"	"	"	"
		"	"	"	"	"	"	"	"
		"	"	"	"	"	"	"	"
		"	"	"	"	"	"	"	"
		"	MALONEY	"	"	"	"	"	"
<hr/>									
		Seperador	EPN	Vertical	72"x 20'x125#	29,000	12,000	17	12
		"	"	"	"	"	"	"	"

B.P.	Separador	EPN	Vertical	72" x 20'x125#	29,000	12,000	17	12
catorce (14) en total con las mismas características.								
P.I	Separador	EPN	Horizontal	72"x20'x1100#	29,000	12,000	50	20
	"	"	"	"	"	"	"	"
	"	"	"	"	"	"	"	"
	"	"	"	"	"	"	"	"
P.I	"	"	"	"	"	"	"	"
	"	"	"	"	"	"	"	"
MEDICION A.P	Separador	EPN	Vertical	72"x20'x1100#	29,000	12,000	50	20
MEDICION B.P	Separador	EPN	Vertical	72"x20'x125#	29,000	20,000	17	12
ANTES DE SOLDADRES:								
	Rectificador	EPN	Vertical	72"x20'x1100#	29,000	12,000	110	60
A.P	"	"	"	"	"	"	"	"
	"	"	"	"	"	"	"	"
DESPUES DE SOLDADRES:								
A.P	Rectificador	EPN	"	"	"	"	"	"

	Rectificador	EPN	Vertical	72"x20'x1100#	29,000	12,000	110	60
--	--------------	-----	----------	---------------	--------	--------	-----	----

ANTES DE SOLOAIRES:

B.P Rectificador PEERLLES Horizontal 84"x29'x125# 70,000 de placa

DESPUES DE SOLOAIRES:

B.P Rectificador EPN Horizontal 72"x20'x125# -- -- -- --

-31-

	Rectificador	EPN	Horizontal	72"x20'x1100#	29,000	12,000	110	60
P.I	"	"	"	"	"	"	"	"
	"	"	"	"	"	"	"	"

TANQUES DE BALANCE:

Rectificador EPN Vertical 72"x20'x125# 29,000 20,000 17 12

B.P " " " " , " " " "

" " " " " " " "

TABLA # 6.B

EQUIPO DE BOMBEO

BOMBA			MOTOR				
MARCA	TIPO	MODELO	CAP.(BLS)	MARCA	TIPO	MODELO	POT.(HP)
FRANK WHEATLEY	QUINTUPLEX	FIG-5850	25,000	WAUKESHA	COMBUSTION INT.	F.3521-GU	450
"	"	"	"	"	"	"	"
"	"	"	"	"	"	"	"
"	"	"	"	"	"	"	"
"	"	"	"	"	"	"	"
"	"	"	"	"	"	"	"
"	"	"	"	"	"	"	"
TURBOBOMBAS:							
BINGHAN	CENTRIFUGA	4x6x10.5	50,000	H.SOLAR	TURBINA DE GAS	MDG-1200	1140
"	5 PASOS	MSD	"	"	"	"	"
"	"	"	"	"	"	"	"

MOTOBOMBAS :

SULZER	CENTRIFUGA	NSG16-57	30,000	GENERAL ELECTRIC	K	5K82216-49	500
"	"	"	"	"	"	"	"

Cuatro en total con las mismas características.

4).- ALMACENAMIENTO.

En la Industria Petrolera se utilizan diversos tipos de tanques de Almacenamiento, los cuales se seleccionan de acuerdo con las características de los productos que en ellos se manejan.

Los tipos de Tanques usados más comúnmente son los siguientes

- a TANQUES CILINDRICOS VERTICALES DE TECHO FIJO
- b TANQUES CILINDRICOS VERTICALES DE TECHO FLOTANTE
- c TANQUES ESFERICOS
- (TANQUES ESFEROIDALES
- / TANQUES CILINDRICOS HORIZONTALES (SALCHICHAS)
- | TANQUES REFRIGERADOS.

Los Tanques Cilíndricos Verticales de Techo Fijo almacenan -- productos prácticamente a presión atmosférica.

Los Tanques Cilíndricos Verticales de Techo Flotante se utilizan para almacenar productos con Presiones de Vapor ligeramente arriba de la Presión atmosférica, pretendiendo al emplearlos, reducir las pérdidas de Evaporación.

Los Tanques Esféricos, Esferoidales y Cilíndricos Horizontales almacenan Hidrocarburos muy ligeros que en condiciones atmosféricas se encuentran en forma Gaseosa.

Los Tanques Refrigerados almacenan productos a muy baja tem-

peratura por ejemplo: Etileno, Amoníaco.

En Petróleos Mexicanos se manejan y almacenan una gran cantidad de Productos que incluyen básicamente al Petróleo y sus derivados, entre los que se encuentran los Viscosos como el Asfalto, Volátiles como las Gasolinas y Gaseosos como el Propano que se almacenan en estado Líquido bajo Presión. Otros tipos de productos que se utilizan en el desarrollo de los diferentes Procesos pueden ser Alcalinos ó Ácidos los cuales también se almacenan en Tanques específicos.

Para una mejor ilustración se mencionan a continuación, de manera general los productos que se almacenan en los diferentes Tanques descritos.

Tanques Cilíndricos Verticales de Techo Fijo: CRUDO, lubricantes, diesel, soluciones de Sosa, etc.

Tanques Cilíndricos Verticales de Techo Flotante; Gasolinas supermexolina, pemex 100, gasavion, etc.

Tanques Cilíndricos Horizontales (Salchichas), Esféricos y Esferoidales: Propano, Butano, Butilenos, gas pemex, Pentano, etc.

Para almacenar el Aceite producido por los pozos que concurren a esta Bateria, se dispone de 2 Tanques Cilíndricos Verticales de Techo Fijo con una capacidad de 55,000 Bls. cada uno instalados y está en construcción la Central de Almacenamiento y Bombeo con un avance de construcción de 51%, donde se podrán Almacenar 800,00 Bls.

5).- OLEODUCTOS.

El Aceite que se recibe en la Bateria Cunduacán 1 se bombea a la Central de Almacenamiento y Bombeo de Cactus Chiapas por un Oleoducto de 16" D.N. por 15 Km. Cunduacán-Samaria, otro de 8" D.N. por 8.5 Km. Cunduacán-Samaria y está en construcción con un avance de 99% el Oleoducto de 24" D.N. por 35 Km. Cunduacán-Cárdenas con una capacidad de transporte de 250,000 BPD.

6).- GASODUCTOS.

El Gas separado en esta Bateria se envía a la unidad Petroquímica de Cactus Chiapas en dos etapas: la primera, a través de un ducto de 24" D.N. hasta el cabezal de recolección instalado en el Campo Samaria y la segunda por un Loop de 24" D.N. que, junto con el Gas proveniente de la Estación de Compresora # 1 del Campo Samaria, lo transporta hasta la Planta Endulzadora de Cactus Chiapas.

7).- PRESA API.

Los Separadores ó Presas API tipo gravedad, se utilizan con el objeto de Recuperar el Aceite arrastrado por las aguas de desecho en la Bateria.

Su diseño y tamaño depende de las características y volumen del Agua de desecho aceitosa a ser tratada.

La Eficiencia de Separación operando a una velocidad de --

flujo dada depende de la Temperatura del Agua, de la Densidad y tamaño de las partículas de Aceite, así como de la cantidad y características de la materia suspendida.

En esta Bateria se tiene una Presa API, la cual recupera -- una cantidad considerable de Aceite asociado en la purga del equipo de Bombeo principalmente.

B).- TANQUE DE FLASHED.

El Tanque de Flasheo instalado en esta Bateria se utiliza -- para separar una cantidad considerable de Gas del Aceite proveniente -- de los Separadores, y se usa en una subsecuente etapa de Separación a presión menor que el Separador primario.

Se le alimenta con Líquidos a Alta Presión del Separador -- Primario para obtener una eficiente Separación.

Además de lo expuesto la Bateria cuenta con una Oficina en donde se tiene un servicio de Radio Fijo el cual da la comunicación a las Oficinas Generales en Villahermosa, así como también para los demás Campos.

9.-DESCRIPCION DEL PROCESO

El Proceso que se lleva a cabo en la Planta de Separación -- # 1 del Campo Cunduacán consiste primordialmente en la Separación del Aceite y el Gas proveniente de los Pozos y el acondicionamiento o pre--

paración del Gas separado para su envío a la Unidad Petroquímica de Cactus Chiapas para su Endulzamiento.

Debido a las condiciones de Presión principalmente, que se tienen en los diferentes yacimientos, la corriente Aceite-Gas proveniente de los Pozos es recibida en Cabezales específicos; uno de Alta Presión (78 Kg/cm^2), uno de Presión Intermedia (37 Kg/cm^2) uno de Baja Presión (7.2 Kg/cm^2), además cuando se requiere de medir la --- Producción de algún Pozo se tiene un cabezal de Medición.

A) SECCION DE SEPARACION, RECTIFICACION Y ENFRIAMIENTO DE ALTA PRESION

Del Cabezal de Alta Presión (78 Kg/cm^2 y 74°C), la corriente Aceite-Gas pasa a la sección de Separación formada por 11 separadores (6 Horizontales y 5 Verticales), en la cual es separado el Aceite-Gas. El Aceite pasa a la sección de separación de Presión Intermedia. El Gas pasa a la sección de Rectificación Primaria (antes de Soloaires), para remover el Agua y el Aceite arrastrado y así pasarlo a la Sección de Enfriamiento formada por 12 Soloaires. En esta sección (tren de Enfriamiento), al Enfriarse el Gas de 165°F -- (73.8°C) a 100°F (37.7°C), se Condensan los Hidrocarburos Pesados contenidos en éste y la corriente Gas-Hidrocarburos Condensados pasa a la sección de Rectificación secundaria en donde se separan. El Gas sale limpio para ser enviado a la Unidad Petroquímica de Cactus. Los Hidrocarburos Condensados separados son enviados a quemador.

B) SECCION DE SEPARACION, RECTIFICACION Y ENFRIAMIENTO DE PRESION IN-

TERMEDIA.

La corriente de Aceite separada en la sección de separación de Alta Presión, y la proveniente del Cabezal de Presión Intermedia -- (37 Kg/cm^2 y 74°C), pasan a la Sección de Separación formada por 6 Separadores (Todos horizontales), en la cual es separado el Aceite y el Gas. El Aceite pasa a la sección de separación de Baja Presión. El Gas pasa a la sección de Rectificación primaria, para quitarle el Agua y el Aceite arrastrado y así pasarlo a la sección de Enfriamiento formada por 4 Soloaires. En ésta sección al abatir la Temperatura del Gas de 158°F (70°C) a 100°F (37.7°C), se condensan Hidrocarburos pesados (Gasolina) y la corriente Gas-Hidrocarburos condensados pasa a la sección de Rectificación Secundaria (después de Soloaires) en donde se separan. El Gas es enviado a la estación de compresoras y de allí al Cabezal principal para ser transportado junto con el obtenido en Baja Presión a la Planta Endulzadora. Los Hidrocarburos condensados son enviados a Quemador

C).- SECCION DE SEPARACION, RECTIFICACION Y ENFRIAMIENTO DE BAJA PRESION.

La corriente de Aceite separada en la sección de separación de Presión Intermedia, y la proveniente del Cabezal de Baja Presión (7.2 Kg/cm^2 y 74°C), pasan a la sección de separación formada por -- 14 separadores (todos Verticales), en la cual se separa el aceite y el Gas. El Aceite pasa a los Tanques de Balance (3 en total horizonta

les). El Gas pasa a la sección de Rectificación primaria, en donde se le quita el Agua y el Aceite arrastrado. De esta sección el Gas pasa a la sección de Enfriamiento formada por 6 Soloaires. En esta sección al igual que las de Alta Presión y Presión Intermedia al abatir la Temperatura del Gas de 143.6°F (62°C) a 100°F (37.7°C), se condensan Hidrocarburos pesados (Gasolina) contenidos en el Gas y la corriente Gas-Condensado pasa a la sección de Rectificación secundaria en donde se separan. El Gas es enviado a la estación de compresoras y de allí al Cabezal principal en donde se une con las corrientes de Alta Presión y Presión Intermedia para ser enviado a la Planta Endulzadora instalada en Cactus Chiapas. Los Hidrocarburos Condensados son enviados a quemador.

D).- TANQUES DE BALANCE.

La corriente de Aceite proveniente de la sección de separación de Baja Presión que todavía trae Gas asociado, pasa a los Tanques de Balance (3.2 Kg/cm^2 y 58°C), con el objeto de mantener un nivel constante de Aceite y así ayudar al Equipo de Bombeo para su envío a la Refinería.

El Aceite que sale de los Tanques de Balance es enviado primero a Tanques de Medición (2 en total), para medir la producción diaria, y de éstos una parte pasa a los Tanques de Almacenamiento y la otra parte es enviada a la Refinería de Minatitlán Ver.

El Gas que se separa en los Tanques de Balance pasa a la sección-

de Rectificación Primaria formada por 2 Rectificadores de Baja Presión y de allí a la estación de compresoras para ser integrado al Cabezal principal para ser transportado junto con el obtenido en las otras secciones para su Endulzamiento.

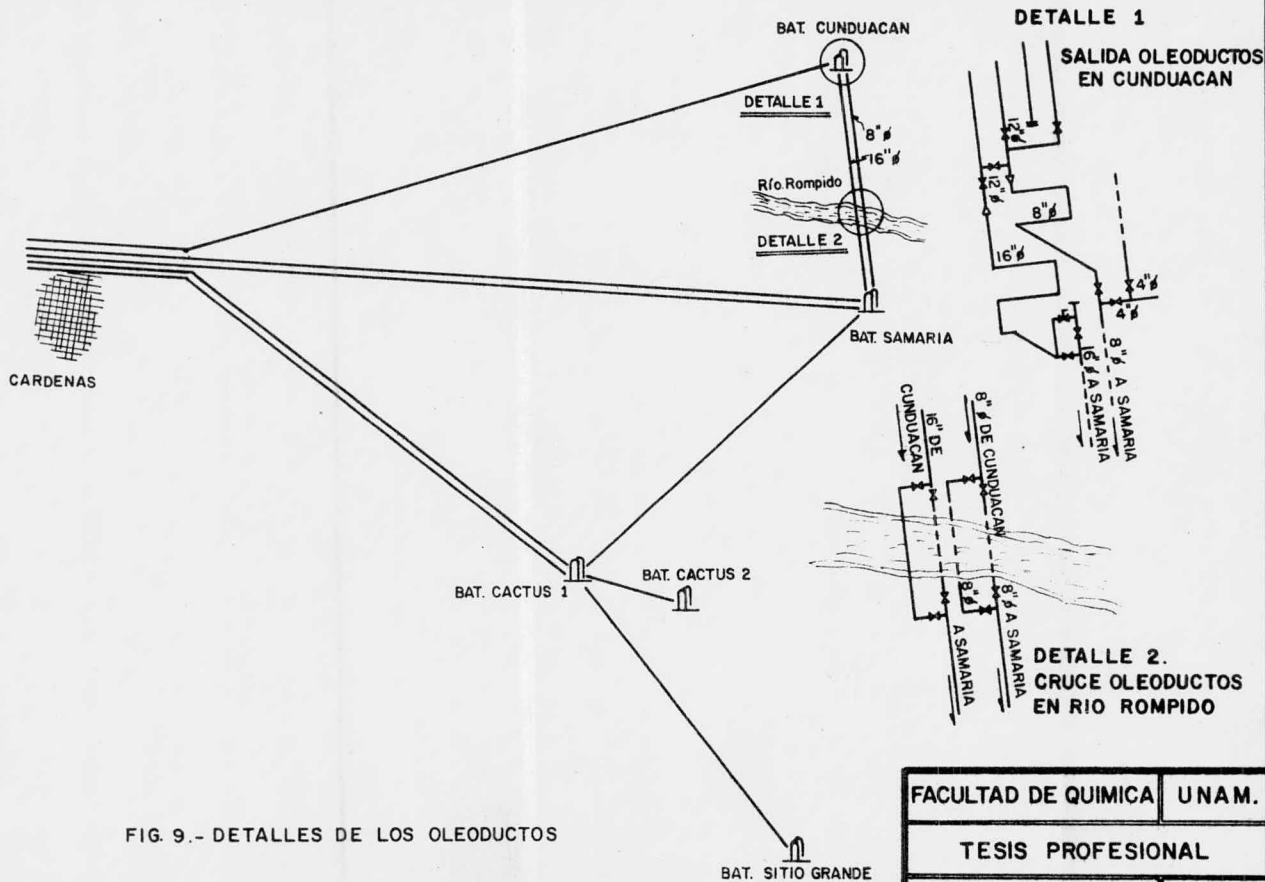


FIG. 9.- DETALLES DE LOS OLEODUCTOS

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

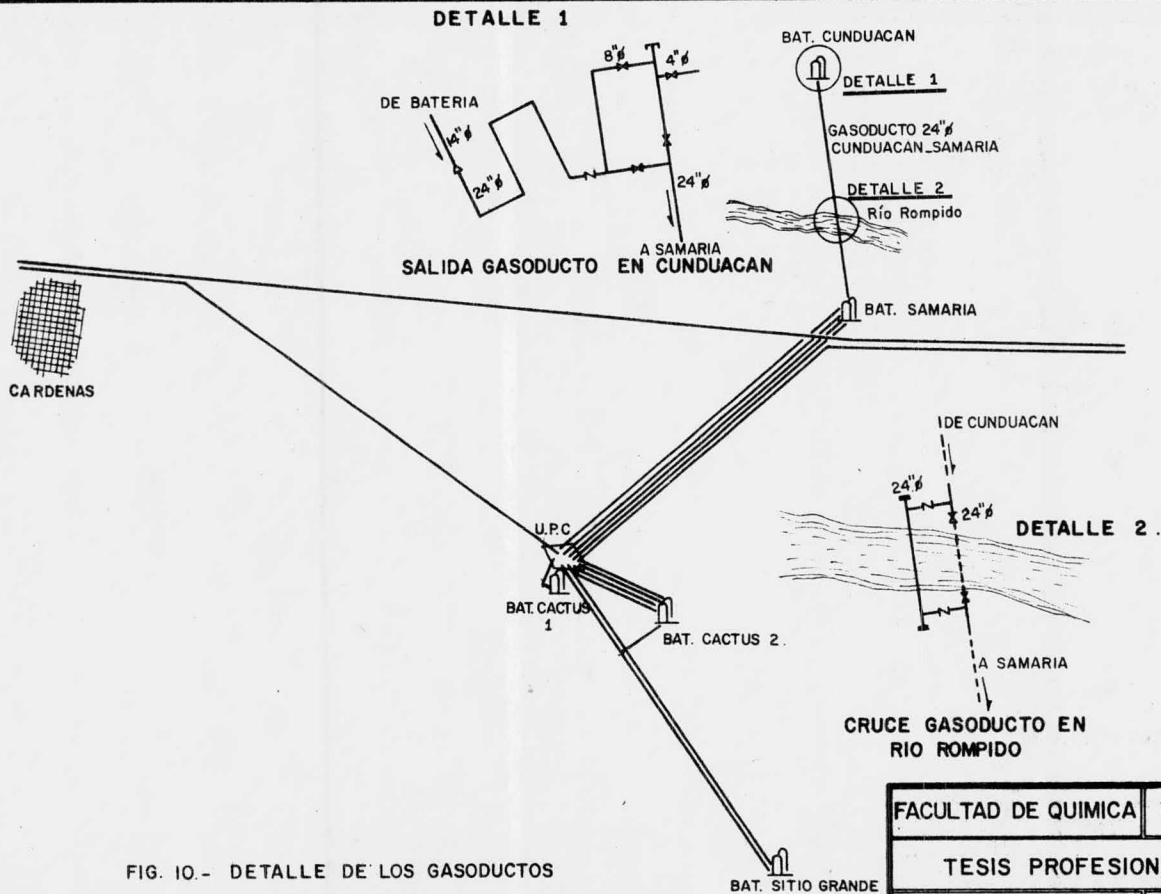


FIG. 10.- DETALLE DE LOS GASODUCTOS

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

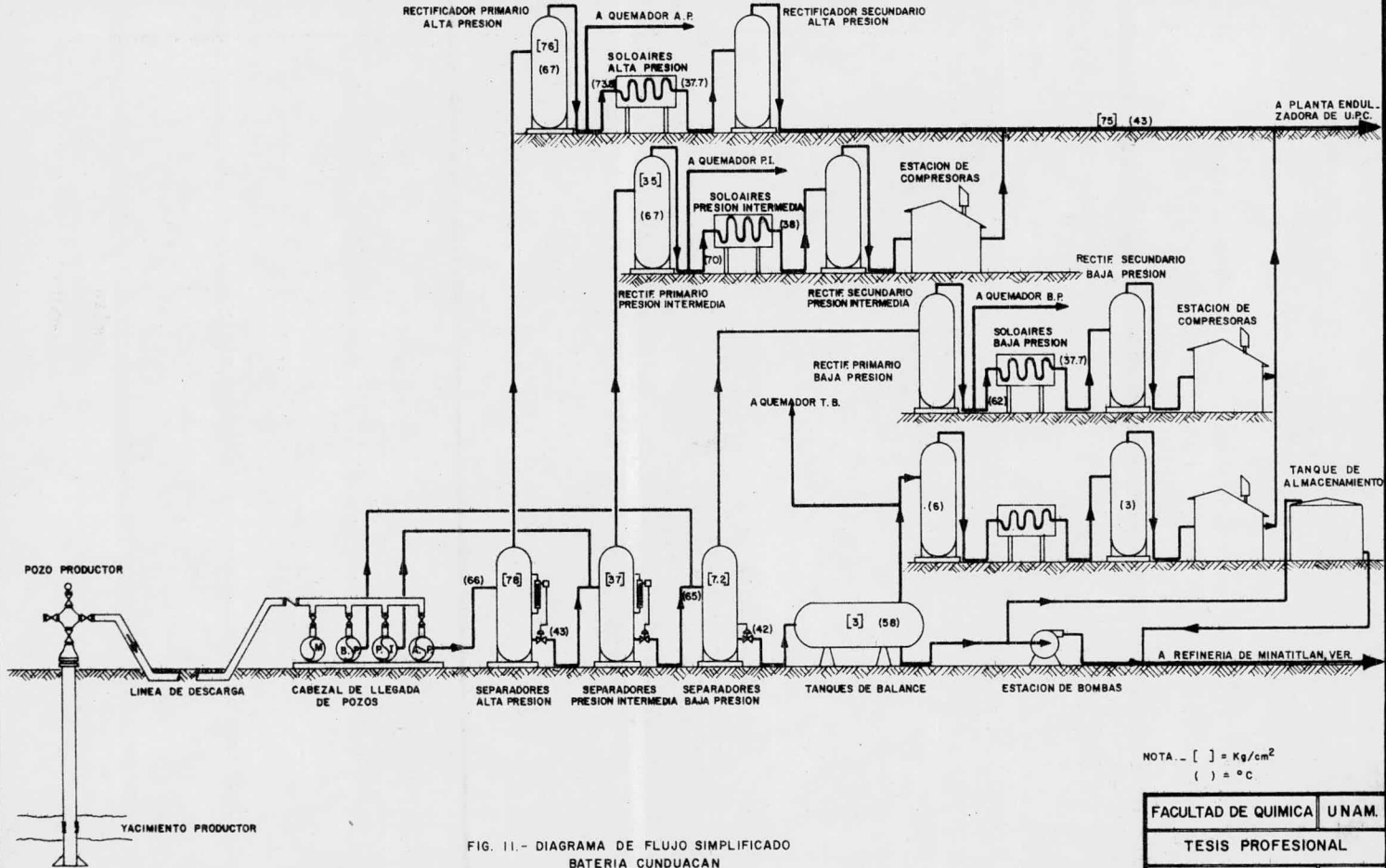


FIG. II.- DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO BATERIA CUNDUACAN

FACULTAD DE QUIMICA	U.N.A.M.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

2.3.- DESCRIPCION DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO UTILIZADO.

El equipo de Enfriamiento utilizado en la Bateria de Cunducán es una serie de Cambiadores de Calor Enfriados con Aire (Air Cooled Heat Exchangers), comunmente conocidos en la Industria con el nombre - de SOLOAIRES.

Cuando al Enfriamiento se efectúa con Aire, el Fluido de Proceso pasa a través de Bancos de Tubos Aletados, en contacto con una corriente de Aire, ya sea en forma Inducida ó Forzada.

Este tipo de Enfriamiento es muy útil, cuando no se dispone ó se dispone de poca Agua de Enfriamiento, ó bién, el uso de ésta no es económico.

A).- VENTAJAS DEL EQUIPO DE ENFRIAMIENTO.

- 1.- Los costos de Operación son mucho más bajo que los que se obtienen cuando se utiliza el Agua como medio de Enfriamiento.
- 2.- El Aire dificilmente corroe ó ensucia los Tubos Aletados, reduciéndose así los Costos de Mantenimiento.
- 3.- La Temperatura de salida del Fluido de Proceso se controla simplemente regulando la Velocidad de los Ventiladores ó bién el arreglo de sus Aspas.
- 4.- Se pueden Enfriar corrientes con niveles de Temperatura bastante elevados del rango de 500-600^oF (260-316^oC) --

sin tener incrustaciones excesivas, cosa que no se puede obtener con Cambiadores de Haz y envolvente.

B).- DESVENTAJAS DEL EQUIPO DE ENFRIAMIENTO.

- 1.- Altos Costos de Inversión, aproximadamente el doble que para un Cambiador de Tubo y coraza (teniendo como material base Acero inoxidable), para cumplir el mismo servicio y el triple si el material base es Acero al Carbón.
- 2.- El area que ocupan estos Equipos es considerablemente mayor que la que ocupa un Cambiador de Haz y Envolvente para el mismo servicio, por lo que se pueden tener problemas de Localización en la Planta.
- 3.- Debido a las características de estos Equipos, sus Costos de instalación son altos.

A parte del Enfriamiento con Aire existen en la actualidad varios medios de Enfriamiento de corrientes de Proceso, algunos de los cuales son: Enfriamiento con Agua, Refrigeración al Vacío y Refrigeración Mecánica.

De los Medios de Enfriamiento mencionados el más utilizado en la Industria, al igual que el Enfriamiento con Aire, es el Enfriamiento con Agua debido a su disponibilidad y su bajo Costo.

Para la selección del Equipo de Enfriamiento que se utiliza en la Bateria de Separación del Campo Cunduacán se realizó un analisis con detalles del Enfriamiento con Aire y el Enfriamiento con Agua, to--

mando en cuenta las ventajas y desventajas de cada uno de ellos, así como su disponibilidad, quedando descartada la posibilidad del uso del Enfriamiento con Agua.

Las razones más importantes por las cuales no se utiliza el Enfriamiento con Agua son:

- 1.- Se dispone de Agua de Enfriamiento, pero es de baja calidad debido a que la región es muy pantanosa (contiene gran cantidad de lodo y arena), lo cual trae como consecuencia graves problemas de incrustaciones.
- 2.- Se requiere de Equipo adicional para limitar el Gasto de Agua: como Torres de Enfriamiento, incrementándose los Costos de Inversión.
- 3.- Los Costos de bombeo son elevados, debido a que se necesitaría una cantidad considerable de Agua.

Un Cambiador de Calor Enfriado con Aire consiste de un Banco de Tubos con Aletas conectadas a un Cabezal, a través del cual pasa el Líquido ó los Vapores. El aire es circulado por los tubos de alta Velocidad, ya sea mediante Tiro Inducido ó Tiro Forzado, dependiendo de que el Ventilador esté arriba ó abajo del Banco de Tubos. El Calor eliminado se disipa en la Atmósfera.

En estos Equipos el Aire se hace pasar a través de un banco de Tubos con Superficies Extendidas (Tubos Aletados), por los cuales circula el Gas, al cual se le va a reducir su Temperatura tanto como se quiera, de acuerdo con las condiciones de Proceso, teniendo como lími

te una temperatura cercana a la de Bulbo Seco del Aire. Este Aire se - impulsa a través del Banco de Tubos mediante un Ventilador del tipo -- Axial, que, de acuerdo a su posición en el Equipo, abajo del Banco de Tubos, suministra el flujo de Aire en forma de Tiro Forzado, ó , arriba del Banco de Tubos suministra el flujo de Aire en forma de tiro Inducido.

La Transferencia de Calor se efectúa mediante los mecanismos de la Convección y Conducción, cediendo el Gas de Proceso su Calor Sensible a la corriente de Aire que pasa a través del Banco en flujo cruzado, ya que el Gas que se va a Enfriar entra por la parte superior del Banco de Tubos y sale por la parte inferior del mismo.

A un Banco de Tubos se le conoce como Sección, siendo éste - de dimensiones variables, de acuerdo con la carga térmica por remover en el Equipo, Por lo general las Longitudes estándar de Tubos aletados son de 8, 10, 12, 16, 20, 24, y 30 pies, el ancho varía de 8 a 16 pies por sección, considerando los canales laterales. Una unidad puede tener una ó más Secciones.

Las dimensiones máximas de estos equipos están limitadas -- por el problema de transporte a la planta. Otro de los factores que limita las dimensiones de estos Cambiadores es su localización en la Planta, de acuerdo con el espacio disponible en ella.

Entre mayor longitud tengan, su costo es menor. Las dimensiones de un Banco de Tubos estándar oscilan entre los 24 y los 30 pies -- (7.32-9.15 metros) de longitud; 8 a 14 (2.44-4.27 metros) de Ancho y una profundidad de 4 a 6 hileras. Las unidades cuya relación largo-ancho es de Uno, ó cercana a la unidad, constan por lo general de un Ventilador. Cuando la relación excede a 1.8 pueden tener dos ó más Ventiladores.

En las unidades de Tiro Forzado el Ventilador empuja al Aire a través del Banco de Tubos Aletados, mientras que en las unidades de Tiro Inducido, el Ventilador está colocado por encima del Banco, ocasionando un flujo de Aire a través de los tubos. Se han publicado una serie de artículos (ver bibliografía), que mencionan tanto las ventajas como las desventajas de los dos tipos de Tiros, de las cuales se mencionarán algunas de las más importantes.

En las unidades de Tiro Inducido, debido a la posición del Ventilador y de la caja de Aire, éste va a tener una mejor distribución a través del Banco de Tubos, además se aumenta de 1.5 a 3 veces su velocidad de salida por la succión provocada por el Ventilador, eliminándose la posible recirculación de Aire Caliente a la entrada del Equipo. Sin embargo, este tipo de Tiro tiene más Desventajas que ventajas, entre ellas se tienen:

- 1.- Consume más Potencia en sus Ventiladores (aproximadamente el 10%), para mover una misma cantidad de Aire, ya --

que éste al pasar por el Banco de Tubos se calienta, ocupando un mayor Volúmen.

- 2.- Para que el Motor no reciba directamente el flujo de Aire Caliente, se tienen que colocar flechas y soportes de una mayor longitud, provocando por consiguiente Vibraciones - indeseables en el Equipo.
- 3.- Para poder tener espacio disponible para la flecha del -- Ventilador se tienen que quitar algunos Tubos, disminuyendo el área de Transferencia del Equipo.
- 4.- Cuando el Equipo requiere de inspección ó mantenimiento - ya sea para cambiar algún tubo ó limpiar el Banco, se tiene que desmontar la mayor parte del Equipo resultan por - lo tanto costoso.
- 5.- Debido a que por lo general los Ventiladores son más grandes y su estructura de mayor tamaño, este tipo de Enfriadores resulta normalmente más caro que los de Tiro Forzado.

En las unidades de Tiro Forzado, si bién la distribucción del Aire no es tan uniforme como en el Tiro Inducido (aunque se puede lo--
grar una buena distribucción con un buen diseño de la caja de Aire), el Volúmen de Aire a manejar para un mismo servicio es menor que en el caso del tiro Inducido, teniendo por consiguiente un menor consumo de Po--
tencia en los Ventiladores.

El Tiro Forzado es recomendable cuando se enfrían corrientes

de Proceso demasiado calientes del rango de 400 a 500 F (204.4 a 260^o C), originando que la Temperatura de salida del Aire sea elevada al -- grado de poder dañar el Ventilador. Otra Ventaja que presenta es cuando se requiere cambiar en una unidad un cierto número de Secciones, permite un arreglo más económico y conveniente, ya que el Ventilador está lo calizado cerca del nivel del piso y los Costos de la estructura son menores. Una Desventaja es que son un poco más ruidosos que los de Tiro - Inducido.

La mayoría de los autores se inclinan a favor del Tiro Inducido desde el punto de vista termodinámico, sin embargo, al considerar la economía total se inclinan a favor del Tiro Forzado.

C).- DISEÑO Y SELECCION DEL EQUIPO DE ENFRIAMIENTO.

Los parámetros básicos para el diseño de los Cambiadores Enfriados con Aire son:

- 1.- El Tipo de Aleta que se utiliza.
- 2.- La forma de manejar el Volúmen de Aire
- 3.- La profundidad del Banco de Tubos, es decir el número de hileras de que conste el Equipo.
- 4.- La Potencia de los Ventiladores.

1.- Tipo de Aletas.-

Debido a que el Aire tiene un Volúmen específico 830 veces mayor que el del Agua y su Calor específico es una cuarta parte que el -- del Agua (0.24 BTU/lb-^oF a 60^oF), se encuentra en desventaja para el Enfriamiento de una corriente de Proceso respecto de ésta. De aquí que

para suplir esa deficiencia se utilicen Superficies Extendidas, ó sea tubos Aletados que ofrecen una mayor área de transferencia de Calor.

A las tiras de Metal ó piezas que se emplean para Extender - las Superficies de Transferencia de Calor se les conoce genéricamente como Aletas. Cuando a las Superficies ordinarias de Transferencia de Calor se les añaden estas piezas, extienden la Superficie disponible - para la Transferencia de Calor

La Transferencia de Calor en una Superficie Extendida depende de la geometría y conductividad de la Aleta y la relación que tenga ésta con respecto a la superficie lisa del tubo.

Existen básicamente dos tipos de Tubos Aletados:

- 1.- Tubos con Aletas Longitudinales
- 2.- Tubos con Aletas Transversales.

Las Aletas longitudinales se usan para Cambiadores de Doble - Tubo ó para intercambiadores de Tubo y Coraza sin deflectores en los -- cuales el Fluido por fuera de los Tubos es muy viscoso y las condicio-- nes de flujo son a régimen Laminar.

Las Aletas Transversales se usan para el Calentamiento ó en-- friamiento de una corriente de Gases en Flujo Cruzado.

La Eficiencia de una Aleta está dada por la relación entre el Calor Absorbido por la Aleta y el disipado ó transmitido al medio am--- biente.

Existe una gran variedad de Aletas Transversales, utilizadas en los Cambiadores de Calor Enfriados con Aire, y sus características están en función al tipo de servicio que van a efectuar así como el nivel de Temperatura en que se trabaja el Gas de Proceso.

Entre las Aletas más utilizadas con mayor frecuencia en el diseño de los Soloairesse tienen las siguientes:

1.- Aleta Tensionada Angular.

En este tipo de Aleta el contacto entre el tubo y la Aleta depende de la Tensión aplicada durante el Proceso de Aletado del Tubo. Se utilizan cuando se manejan Flúidos de Proceso cuya Temperatura se encuentra entre los 150-250°F (65.5-121.1°C).

2.- Aleta Recta Tensionada

Este Tipo de Aleta se enrolla en espiral sobre la superficie del Tubo por medios Mecánicos y se utiliza cuando se manejan Flúidos de Proceso con Temperaturas menores a los 300°F (148.8°C).

3.- Aleta Angular Incrustada.

Son aletas enrolladas en espiral con un dobléz sobre la base de la misma, aproximadamente igual al ancho del espaciamiento de la Aleta. Se utilizan generalmente para Temperaturas de Proceso entre 350 y 500°F (176.6 y 260°C).

4.- Aleta Extruída.

El tubo bimetalico con Aletas extruïdas consiste de un Tubo interior de material resistente a la corrosi3n y de un Tubo externo, que por lo general es de Aluminio, al cual por medios Mecánicos dentro del Proceso del Aletado se forman las Aletas a partir del Tubo externo y a su vez se logra una perfecta uni3n Mecánica entre ambos Tubos. Su aplicaci3n abarca rangos de Temperatura entre 500 y 600°F (260 y 315.5°C).

5.- Aleta Recta Incrustada.

La Aleta se fija mediante un devanado a las ranuras labradas en la pared del Tubo, quedando firmemente adherida. Esta Aleta es adecuada para Temperaturas altas, aproximadamente del orden de 650°F (343.3°C). Si no existe una buena uni3n entre la arista de la Aleta y la canal del Tubo, habrá una p3rdida de presi3n en la uni3n, ocasionando una resistencia a la Transferencia de Calor.

La relaci3n de Superficie de Tubo Aletado a Tubo liso varía de acuerdo al tipo de Aleta, a su tama1o, espesor, n1mero de Aletas por pulgada, así como el dise1o que hace cada fabricante.

Generalmente el Diámetro exterior de los Tubos es de una pulgada (2.54 cm), aunque para servicios cuyo fluido es viscoso ó bien un Gas, se emplean Tubos de 1.5 pulgadas (3.81 cm) de Diámetro externo. La Altura de las Aletas varía de 0.5 a 0.625 de pulgada (1.27 a 1.587 cm) el número usual de Aletas por pulgada oscila entre 7 y 11 y el espaciamiento entre los Tubos varía desde 1.5 a 2.5 pulgadas (3.81 a 6.35 cm)

teniendo siempre un arreglo Triangular. El material de fabricación de las Aletas puede ser Acero, Cobre ó bien Aluminio, que es el más económico y el que más se utiliza.

El Banco de Tubos Aletados, al igual que el Haz de Tubos lisos en un Cambiador de Calor de Tubo y coraza están unidos en sus extremos por dos Cabezales que tienen como función la Alimentación a los Tubos del Fluído de Proceso que se desea enfriar.

Los Cabezales que se tienen para estos equipos son:

- 1.- Cabezal con Tapa plana separable de PLACA.
- 2.- Cabezal del Tipo de Caja Forjada.
- 3.- Cabezal de Placas Soldadas.
- 4.- Cabezal Redondo.

La Selección del Tipo de Cabezal depende básicamente de la Presión de diseño. Para los Cabezales de Placa cubierta en los que se utilizan Empaques es necesario quitar la Placa para tener acceso a los Tubos. Generalmente este tipo de Cabezales se emplea cuando se tienen Fluidos incrustantes y que se requiere de una limpieza frecuente. Este tipo de cabezales son poco prácticos para Presiones de diseño arriba de 400 Psig.

El Cabezal de tipo Caja tiene tornillos que taponan ambos extremos de los tubos, teniendo cada tubo sus respectivos tornillos. Esto proporciona acceso individual a cada tubo con el fin de dar limpieza, reajustar el tubo y taponear éste en caso de fugas. Estos Cabezales son los más comunes y tienen una presión de diseño máxima de 3,000 Psig.

Los Bancos de Tubos Aletados por lo general tienen un extremo Flotante, el cual se desliza sobre el mismo para absorber la Dilatación.

2.- Forma de Manejar el Volúmen de Aire.

La efectividad de estos Equipos depende básicamente de la manera que se haga pasar el Aire de Enfriamiento a través del Banco de Tubos.- Esto va a depender principalmente del diseño de la Cámara de Aire y de los Ventiladores utilizados en el Equipo.

La Caja ó cámara de Aire es el espacio intermedio entre el Ventilador y el Banco de Tubos. Tiene como principal objetivo el distribuir el aire a la Superficie efectiva del Banco.

El funcionamiento del Ventilador se ve afectado directamente por la Altura de la Caja de Aire, ya que si ésta es pequeña, la distancia entre el Ventilador y el Banco de Tubos será mínima por lo que la distribución del flujo del Aire será incorrecta, disminuyendo la Eficiencia del Equipo. Si por el contrario, se escoge una altura demasiado grande, la Potencia del Ventilador tendrá que ser aumentada para vencer la caída de Presión, aumentando los Costos de operación. De aquí que existe una Temperatura óptima para la Caja de Aire, la cual está en función del área de flujo del Banco y del Gasto de Aire manejado.

Por lo general en Equipos de tiro forzado se colocan los Ventiladores a una distancia aproximada de $1/2$ a $3/4$ del Diámetro del Ventilador y en Tiro Inducido de $1/3$ del Diámetro con respecto al Haz de Tubos.

Los Ventiladores más utilizados como se mencionó anteriormente, - son los de tipo Axial, ya que pueden manejar grandes Volúmenes de Aire ocasionando relativas pequeñas caídas de Presión, dependiendo de las -- dimensiones del Ventilador, número de Aspas, y arreglo de las mismas. - Generalmente constan de 4 a 6 aspas, las cuales pueden ser de Aluminio, Plástico moldeado, Plástico laminado, Acero al Carbón, acero inoxidable Acero monel ó bien resinas sintéticas.

Los Diámetros estándar de estos Ventiladores varían de 5 a 14 pies (1.525 a 4.27 metros) .

Se debe tratar que el área de flujo cubierta por los Ventiladores- en una Sección sea como mínimo el 40 % del área del flujo del Banco de Tubos.

La Eficiencia Mecánica de estos Ventiladores es de aproximadamente 65%, mientras que la del impulsor es de 95%.

Los Ventiladores de flujo Axial pueden mover un Volúmen determinado de Aire cuando la Velocidad de Rotación y el arreglo de las Aspas es constante. Así se puede obtener una variación en el flujo de Aire, ajustando el ángulo de las Aspas del Ventilador, así como la Velocidad de - Rotación. El ángulo de las Aspas del Ventilador puede ser fijo ó ajus-table, ya sea en forma automática ó manual.

Los impulsores de los Ventiladores son básicamente de dos tipos:

- 1.- Motor Eléctrico con Bandas Múltiples en V.
- 2.- Motor Eléctrico con Reductor de Velocidad.

El Empleo de las Bandas en V resulta más económico que el de Reductor de Velocidad, pero también requiere de atención adicional.

El Eje del Motor se puede conectar directamente al Ventilador, pero cuando se trate de diámetros pequeños.

Las Bandas en V se utilizan generalmente con Ventiladores menores de 10 pies (3.05 metros), y Motores de 20 HP como máximo. Para Ventiladores grandes y Motores con más de 25 HP es preferible utilizar Reductores de Velocidad de Angulo Recto.

Cook y Otten (bibliografía al final) ofrecen recomendaciones para la selección de los Cambiadores Enfriados con Aire. En una Bateria, cada Ventilador debe montarse en su cámara individual. El Criterio de diseño debe basarse en la máxima Temperatura Ambiente. Para evitar posible Contratiro, el Equipo debe colocarse a una distancia mayor de 100 pies (30.5 metros) de cualquier edificio ó estructura. El efecto de la suciedad exterior del Tubo con Aletas es insignificante. Si se ocasiona algún ensuciamiento los Tubos pueden limpiarse periódicamente con Vapor ó Presión de Aire.

La mayor parte de los Tubos con Aletas operan satisfactoriamente cuando los factores de Ensuciamiento no exceden de 0.0011.

Los Soloaires utilizados para el Enfriamiento del Gas Húmedo y Amargo producido en el Campo Cunduacán tienen las siguientes características:

- 1.- Tiro Forzado: El ventilador está abajo del Banco de Tubos.
- 2.- Tubos con Aletas Transversales; del tipo Angular Incrustada, enrollada en espiral con un dobléz sobre la base de la misma, igual al ancho del Espaciamiento de la Aleta.
- 3.- Número de Tubos: 515; 1" D.E., 0.810" D.I., BWG 13.
- 4.- Número de Aletas : 11 x Pulgadas.
- 5.- Altura de las Aletas: 5/8 Pulgada (0.625 pulg.).
- 6.- Espesor de las Aletas : 0.14 pulgada.
- 7.- Arreglo Triangular : 2-1/4 Pulgadas.
- 8.- Número de Hileras : 7.
- 9.- Largo de los Tubos Aletados : 20 Pies.
- 10.- Ancho de los Tubos Aletados : 15 pies.
- 11.- Espaciamiento entre los Tubos: 1.5 Pulgadas.
- 12.- Cabezal Tipo Caja Forjada.
- 13.- Ventilador con 4 Aspas.
- 14.- Motor del Ventilador con Bandas Múltiples en V.
- 15.- Potencia del Motor por Ventilador : 15 HP.
- 16.- Gasto Manejado : 30 MMPCD.
72,007.00 lbs/Hr.

17.- Presión de Entrada: 1.040.8 PSIG.

18.- Temperatura de Entrada: 206.6°F (97°C).

19.- Caída de Presión Máxima : 5 PSIG.

20.- Cantidad de Calor Eliminado: 5,787.925.00 BTU/Hr.

21.- Temperatura Entrada Aire: 95°F (35°C).

22.- Temperatura Salida Aire: 122.4°F (50.2°C).

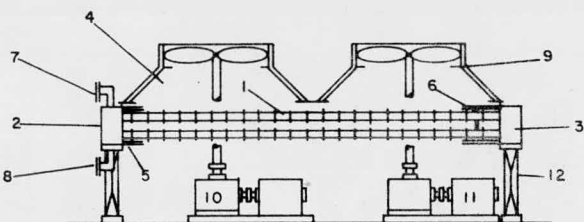


FIG. 12.1.-CAMBIADORES ENFRIADOS CON AIRE DE TIRO INDUCIDO

- | | | | |
|---|------------------------|----|-------------------------|
| 1 | TUBOS ALETADOS | 7 | ENTRADA FLUIDO CALIENTE |
| 2 | CABEZAL FIJO | 8 | SALIDA FLUIDO FRIO |
| 3 | CABEZAL FLOTANTE | 9 | VENTURI |
| 4 | CANARA DEL AIRE | 10 | REDUCTOR DE VELOCIDAD |
| 5 | SOPORTE DE LOS TUBOS | 11 | MOTOR |
| 6 | SOPORTE DE LOS CANALES | 12 | SOPORTE |

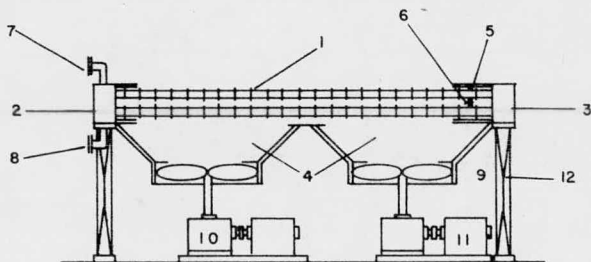


FIG.12.2.-CAMBIADORES ENFRIADOS CON AIRE DE TIRO FORZADO

FACULTAD DE QUIMICA	UNAM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLA DO	1977

2.-4. CARACTERISTICAS DEL GAS NATURAL PRODUCIDO.

1.- ORIGENES.

El gas Natural, como indica su nombre, es uno de los productos naturales que se encuentran generalmente asociados con el Petróleo Crudo. El Gas denominado Seco se compone casi totalmente de Metano, con pequeñas cantidades de Etano y otros Hidrocarburos Parafínicos. Cuando el producto natural contiene mayor proporción de Hidrocarburos más densos ó Líquidos se le suele llamar Gas Húmedo. Estos Hidrocarburos más densos suelen separarse para obtener las Gasolinas Naturales ó Rectificadas, con excelentes propiedades como agentes de mezclas en la preparación de Combustibles de Motores.

Los Gases que se encuentran en cierto lugares pueden contener elevados porcentajes de Nitrógeno y Dióxido de Carbono, existiendo ejemplos en los que los Gases están compuestos casi exclusivamente de uno ó otro Gas inerte.

Son también importantes los Gases ricos en Helio, aunque pocos tienen la suficiente riqueza como para justificar la Extracción de éste elemento.

Algunos Yacimientos producen Gas Natural que contiene compuestos de Azufre, los cuales se Separan y someten a tratamiento con objeto de recuperar el Azufre elemental.

La Separación de los Vapores más fácilmente condensables del Gas -

Húmedo deja un Gas residual compuesto principalmente de Metano, por lo que tanto el Gas Seco natural como el Húmedo después del tratamiento, están compuestos esencialmente de Metano con pequeñas cantidades de Etano, Propano y quizá Butano.

El Metano y el Etano tienen un punto de Ebullición tan bajo que no es practicable la Licuefacción del Gas Natural con fines de distribución y consumo, aunque esta posibilidad tiene cierto interés en relación a su almacenaje y la conservación de reservas.

Hoy día se valora en lo que corresponde la importancia del Gas Natural, ya sea como Combustible ó como Materia Prima para la Industria Petroquímica, y mientras que en otros tiempos se malgastaban grandes cantidades de este producto, en la actualidad se realizan grandes esfuerzos en encontrar medios prácticos de almacenaje y reducción de las pérdidas al mínimo.

El Gas Natural no es un compuesto puro, sino una mezcla de Hidrocarburos; consta generalmente, de una porción importante de Hidrocarburos Parafínicos ligeros, Metano, Etano, Propano, Butano, con proporciones variables de Hidrocarburos Parafínicos de Punto de Ebullición más elevados, Pentano, Hexano, Nitrógeno, Dióxido de Carbono y Sulfuro de Hidrógeno.

El Gas de Pozos Secos está compuesto en gran parte de Metano, con pequeñas cantidades de Etano y Propano y sólo mínimas cantidades de Butano e Hidrocarburos más pesados. El Gas de Cabeza de los Pozo productores de Petróleo contiene Hidrocarburos Parafínicos, incluyendo Hexa -

nos, pero estos Hidrocarburos más pesados se Separan por Compresión ó Absorción obteniéndose aproximadamente un Litro de Gasolina por cada metro cúbico de Gas.

2.- APLICACIONES COMO COMBUSTIBLE.

La mayor parte del Gas Natural se emplea en Procesos de Calefacción Industrial y doméstica. Su facilidad de control, uniformidad en la Composición, ausencia de substancias indeseables y elevada Potencia-Calorífica, que promedia las 10.000 Kcal/m³, hacen que sea este Gas el Combustible ideal en una serie ilimitada de aplicaciones, Se puede decir que los Únicos factores que restringen su empleo como Combustible con su accesibilidad y su precio, el cual depende considerablemente del Costo relativo de los otros Combustibles cuyo centro de producción esté más próximo al consumidor. Cuando existe un Gasoducto, la aplicación de Gas Natural es muy sencilla por medio de dispositivos y quemadores adecuados para todas las necesidades domésticas e Industriales.

3.- UTILIZACION COMO MATERIA PRIMA.

El Gas Natural Húmedo tiene una importancia primordial como fuente de aprovechamiento de Gasolinas, para lo cual se suele transportar el Gas a las unidades de extracción, en donde se le Separa de los Hidrocarburos líquidos que forman la llamada Gasolina Natural ó Gasolina Rectificada. Los Hidrocarburos gaseosos más fácilmente condensables, tales como Propano y Butano, se pueden extraer también en estas condiciones, quedando un Gas residual pobre con casi las mismas propiedades que el -

Gas Seco.

Al Considerar las reacciones del Gas Seco Natural procedente de los Pozos ó del Gas residual pobre de las Plantas de Extracción, se puede suponer con seguridad que se compone principalmente de Metano. - La descomposición de estos Gases suministra, por lo tanto, una fuente de Carbón e Hidrógeno que son en sí mismo, los elementos básicos de todos los compuestos orgánicos. El Metano por ejemplo, puede emplearse como producto de partida en la preparación de Alcohol Metílico y Formaldehído por oxidación ó en la obtención por Cloración del Cloruro de Metilo. El Negro de Humo, de tanta importancia en la Industria, es también un producto obtenido, bien por la Combustión incompleta del Metano ó por su Cracking Térmico. El Hidrógeno puede producirse por la Pírolisis a alta temperatura del Metano ó por reacción de éste con Vapor de Agua, y por combinación con Nitrógeno obtenido del Aire se convierte en Amoníaco.

Como puede verse, el Gas Natural con alto contenido en Metano puede constituir la Materia Prima para la obtención de numerosos productos, aunque la cantidad consumida actualmente en ello es relativamente pequeña en comparación con la empleada como Combustible para usos doméstico Industriales.

4.- CARACTERISTICAS DEL GAS PRODUCIDO.

De los Analisis efectuados a las muestras del Gas Producido en el Campo Cunduacán se sabe que contiene los siguientes compuestos:

COMPONENTE		COMPOSICION (% MOL)
METANO	(C ₁).	77.20
ETANO	(C ₂).	11.01
PROPANO	(C ₃).	4.52
ISOBUTANO	(i C ₄).	0.53
BUTANO NORMAL	(n C ₄).	1.25
ISOPENTANO	(i C ₅).	0.36
PENTANO NORMAL	(n C ₅).	0.41
HEXANO Y MAS PESADOS	(C ₆ +).	1.48
SULFURO DE HIDROGENO	(H ₂ S).	1.32
DIOXIDO DE CARBONO	(CO ₂).	1.92

De lo expuesto anteriormente se deduce que el Gas Producido --- por este Campo es HUMEDO Y AMARGO; húmedo porque contiene Hidrocarburos más densos ó líquidos (C₃+), y amargo porque contiene H₂S y CO₂.

5.- CALCULO DE LOS LICUABLES CONTENIDOS EN EL GAS NATURAL.

De los resultados obtenidos en los Analisis Cromatográficos -- efectuados a las muestras de Gas, en las líneas respectivas de los Separadores, Tanques de Balance, Soloaires, y , quemadores se seleccionó la más representativa para el desarrollo del cálculo de los Licuables.

El Método aplicado para calcular los Licuables en la corriente

Gaseosa, se basó en la Presión de Convergencia y Constantes de Equilibrio para mezclas Multicomponentes, recomendado por la Natural Gas --- Processing Suppliers Association (NGPSA).

1.- DATOS DE CONSTANTES DE EQUILIBRIO (K).

En 1953 HADDEN desarrolló el Método para calcular la Presión de Convergencia para mezclas simples y complejas. Este Método está basado en el concepto Pseudo Binario ó Equivalente, que es empleado en estas Cartas. Las Cartas están basadas en datos experimentales tabulados por B. G. BROWN en la Universidad de Michigan, y fueron preparadas por la Fluor Corporation.

La representación de la Carta de Presión de Convergencia de - valores de la Constante de Equilibrio (K), usada desde 1957 por la NGPSA proporcionan una útil y rápida aproximación gráfica. Con limitaciones los valores son suficientemente exactos para satisfacer muchos cálculos requeridos por el Ingeniero. Además, estas Cartas son muy usa das en la Industria y son generalmente preferidas sobre la mayor parte de Nomogramas.

2.- METODO DE CALCULO. PRESION DE CONVERGENCIA.

El Valor de la Constante de Equilibrio (K) del Equilibrio - Vapor-Líquido de cada componente en un sistema es función de la Temperatura, de la Presión, y de la Composición de la Fase Vapor y la Fase Líquida. Para Procesos de Gas Natural, la Presión de Convergencia puede ser usada como el parámetro que representa la Composición de las Fa

ses de Vapor y Líquida en Equilibrio. La Presión de Convergencia, es en general, la Presión Crítica de un sistema a una Temperatura dada.

A una Temperatura dada, como la Presión aumenta, el valor de la Constante de Equilibrio (K) de todos los componentes del sistema converge en la unidad cuando la Presión de operación alcanza la Presión de Convergencia. En otras palabras, es la Presión para un sistema a una temperatura dada cuando la Separación Vapor-Líquido no es muy grande posible. Naturalmente, es igualmente imposible tener una Separación Vapor-Líquido a una Temperatura dada en que la Presión de operación es mayor que la Presión de Convergencia.

Ha sido establecido que la Presión de Convergencia de sistemas encontradas generalmente en Procesos de Gas Natural es función de la Temperatura y la Composición de la Fase Líquida. Esto supone que la Composición del Líquido tiene que ser conocida de un cálculo FLASH usando una primera aproximación para la Presión de Convergencia. Por lo tanto, el Método de cálculo de la Presión de Convergencia es un método iterativo. El procedimiento de cálculo sugerido es el siguiente:

PASO 1.- Asumir la Composición de la Fase Líquida ó hacer -- una aproximación (si no hay guía, use la Composición de la Alimentación total).

PASO 2.- Identificar el Hidrocarburo más ligero, componente que está presente a menos de 0.1 % mol en la Fase Líquida.

- PASO 3.- Calcular el Peso Promedio, Temperatura Crítica y Presión Crítica para los demás componentes más pesados para formar un Pseudo sistema Binario
- PASO 4.- Trace la Zona (Locus) Crítica del Binario consistiendo del componente ligero y el Pseudo componente pesado. Cuando el Pseudo componente pesado promediado está entre dos Hidrocarburos Reales, una interpolación de las dos Zonas (Loci) Críticas puede ser hecha.
- PASO 5.- Leer la Presión de Convergencia (ordenada) a la Temperatura (abscisa) correspondiente para la condición FLASH deseada de la figura 18-2.
- PASO 6.- Usando la Presión de Convergencia determinada en el PASO 5, junto con la Temperatura y la Presión de operación obtener los valores de la Constante de Equilibrio (K) para cada componente de las Cartas Presión de Convergencia- Presión de operación- constante de equilibrio.
- PASO 7.- Hacer un cálculo FLASH con la Composición de la Alimentación y las Constantes de Equilibrio obtenidas en el PASO 6.
- PASO 8.- Repetir los PASOS del 2 al 7 hasta el asumido (supuesto) y checar la Presión de Convergencia calculada con una tolerancia aceptable, ó hasta que dos cálcu-

los sucesivos den el mismo componente ligero y el mismo componente pesado y checar con una tolerancia aceptable.

Los datos para NO-HIDROCARBUROS, Nitrógeno, Dióxido de Carbono y Sulfuro de Hidrógeno se presentan en Cartas no muy completas debido a que se tienen efectos de Concentración grandes. Por experiencia, para calcular la Constante de Equilibrio del CO_2 se tiene la siguiente ecuación.

$$K_{\text{CO}_2} = \sqrt{K_{C_1} K_{C_2}}$$

En el Libro de datos de Ingeniería publicado por la NPGASA (Engineering Data Book) se presentan las Cartas de Presión de Convergencia- Presión de operación-Temperatura-Constante de Equilibrio para compuestos tales como: Metano, Etano, Etileno, Propileno, Propano, Isobutano, Butano Normal, Isopentano, Pentano Normal, Hexano, Heptano, -- Octano, Nonano, Nitrógeno, Sulfuro de Hidrógeno y Decano; con Presiones de Convergencia de 800, 1,000, 1,500, 2,000, 3,000, 5,000 y 10,000 PSIA.

3.- VARIABLES Y ECUACIONES FLASH.

Las Variables y Ecuaciones Flash están definidas como sigue

N_i = Fracción mol del componente i en la mezcla total

X_i = Fracción mol del Componente i en la Fase Líquida

Y_i = Fracción mol del Componente i en la Fase Vapor

$$K = \frac{Y_i}{X_i} \text{ En Equilibrio Termodinámico}$$

L = Fracción mol del Líquido en la mezcla total

V = Fracción mol del Vapor en la mezcla total

Usando las relaciones $K = \frac{Y}{X}$, $L + V = 1.0$ y haciendo un

Balance de Materiales para cada componente en el Líquido, en el Vapor, y en la mezcla total, se puede derivar la Ecuación FLASH en varias formas. Una forma común es:

$$\sum X_i = \sum \frac{N_i}{L + VK_i} = 1.0 \quad (1)$$

otras formas útiles pueden ser escritas como:

$$L = \sum \frac{N_i}{1 + VK_i/L} \quad \text{o} \quad \sum Y_i = \sum \frac{K_i N_i}{L + VK_i} \quad (2)$$

A las condiciones límites de Fase de Punto de Burbuja ($L = 1.0$) y punto de Rocío ($V = 1.0$), estas ecuaciones se reducen a,

$$\sum K_i N_i = 1.0 \quad (\text{Punto de Burbuja})$$

$$\sum \frac{N_i}{K_i} = 1.0 \quad (\text{Punto de Rocío})$$

Estas Ecuaciones son muchas veces útiles para cálculos preliminares -- cuando la condición de Fase de un Sistema a una Presión y una Temperatura dada están en duda.

1.- Si $\sum K_i N_i$ y $\sum N_i/K_i$ son ambas mayores que 1.0 el Sistema esta en la Región de dos Fases.

- 2.- Si $\sum K_i N_i$, es menor que 1.0 el Sistema es todo Líquido comprimido por arriba de su Punto de Burbuja.
- 3.- Si $\sum N_i / K_i$ es menor que 1.0 el Sistema es todo Vapor y puede estar por encima ó por debajo de su Punto de Rocío.
- 4.- La $\sum K_i N_i$ y la $\sum N_i / K_i$, ambas no pueden ser menores que 1.0 .

Existen numerosos procedimientos para calcular las Constantes de Equilibrio, éstos incluyen Ecuaciones de Estado, combinaciones de Ecuaciones de Estado con datos tabulados, y sus correspondientes correlaciones de estado; nadamás que estos procedimientos son demasiado laboriosos.

En la Tabla # 7 se presentan los resultados, y la secuencia de cálculo seguida en el cálculo de los Licuables. Para llegar a estos resultados se tuvieron que hacer una serie de suposiciones de la Relación Vapor-Líquido (V/L), hasta checar el supuesto con el calculado.

La Presión de Convergencia obtenida de la Figura 18-2 del libro de datos de la NGPSA (anexada) fue de 3,000 PSIG.

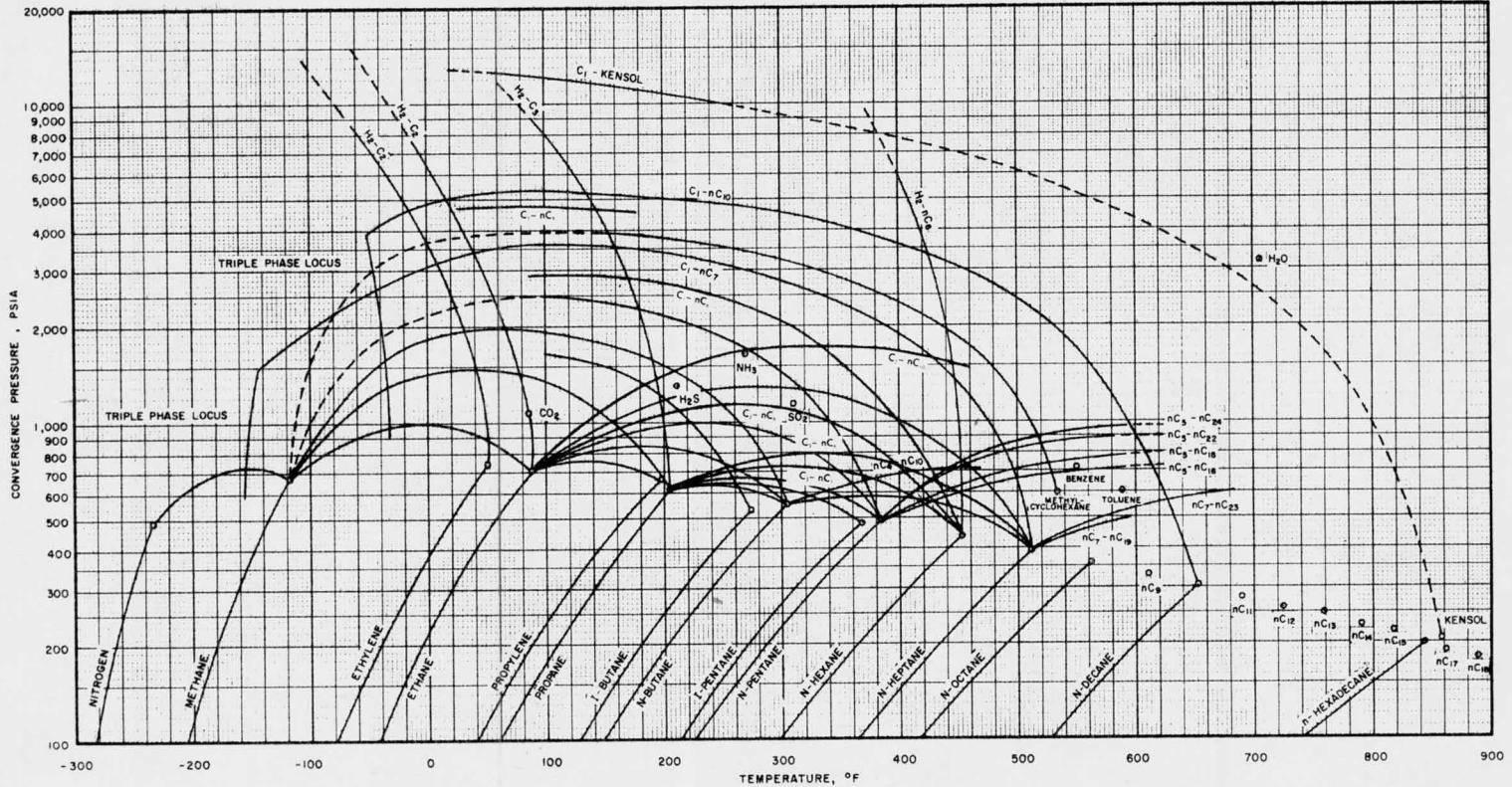
Las Constantes de Equilibrio se obtuvieron con la Presión de Operación y la Temperatura, de las Cartas (anexadas) con Presión de Convergencia igual a 3,000 PSIA proporcionadas por la NGPSA.

La Fracción mol del Líquido en la mezcla total para cada com

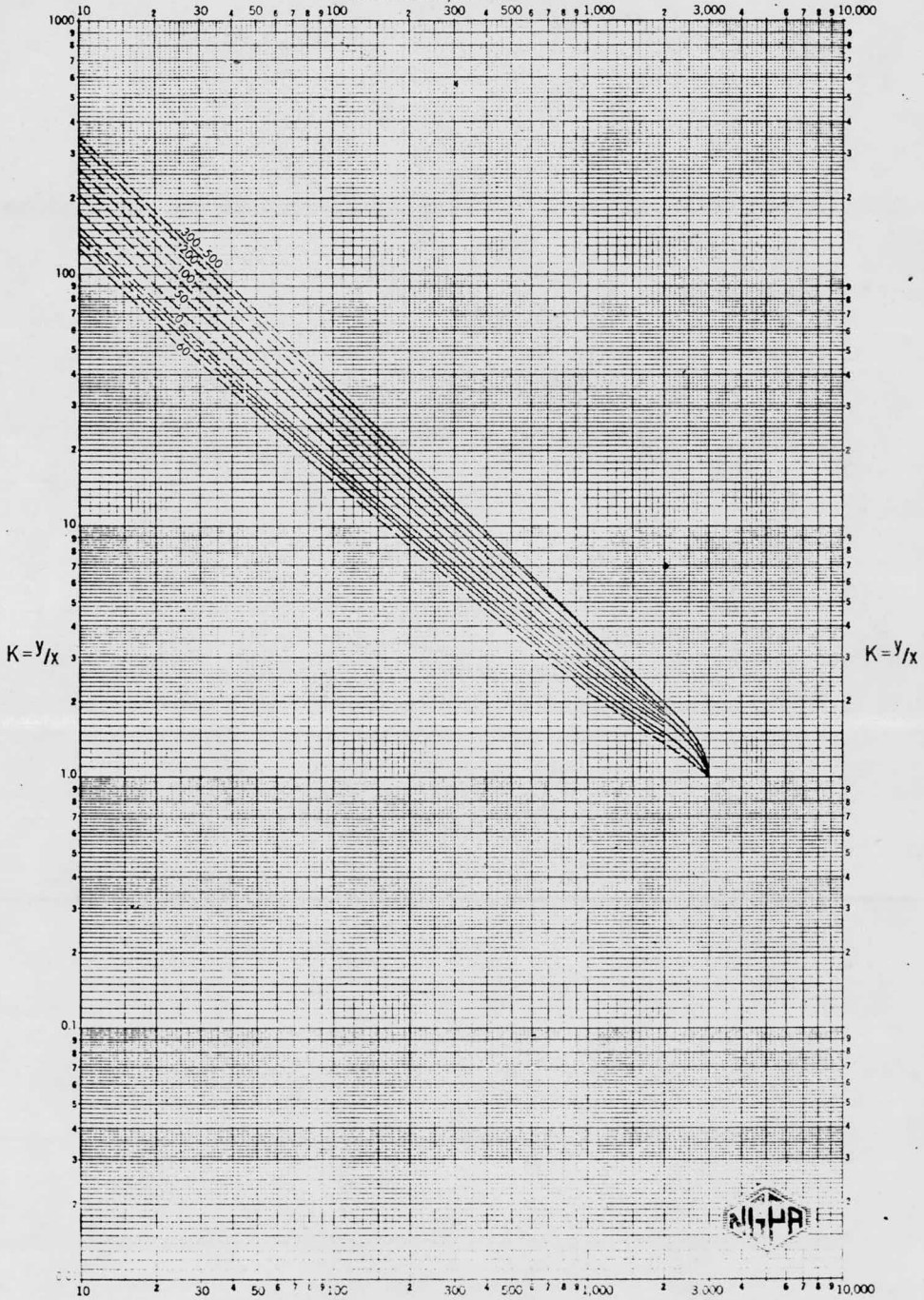
ponente del Gas se obtuvo por medio de la Ecuación FLASH (2) y la Fracción mol. del Gas residual por diferencia ($100-L=V$).

En la Tabla # 8 se presentan los resultados de los Cálculos obtenidos de las muestras tomadas en las líneas allí indicadas.

FIG. 18-2
 Convergence pressures for hydrocarbons
 (critical locus)



PRESSURE, PSIA →

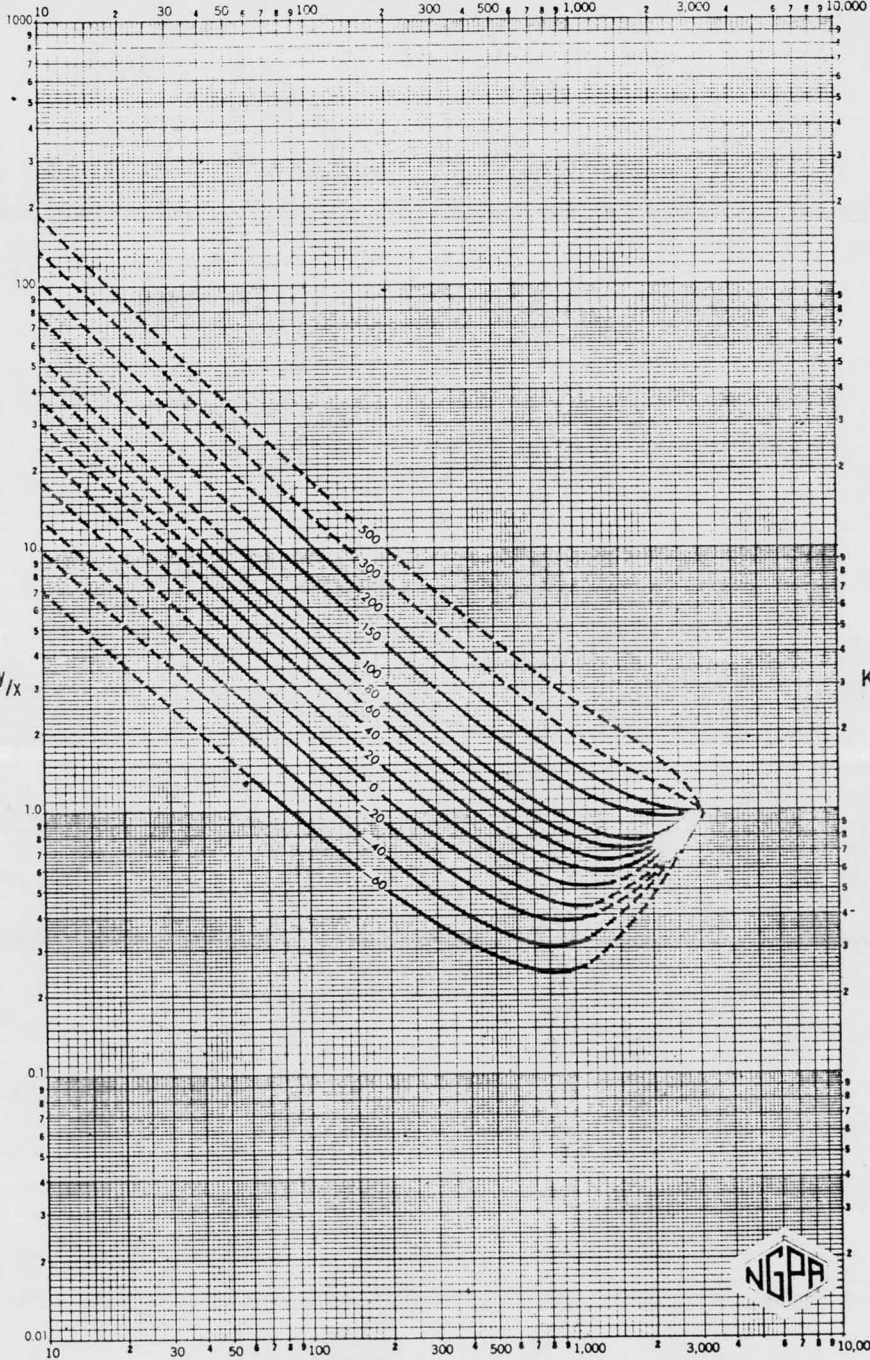


PRESSURE, PSIA →

METHANE

CONV. PRESS. 3000 PSIA

PRESSURE, PSIA

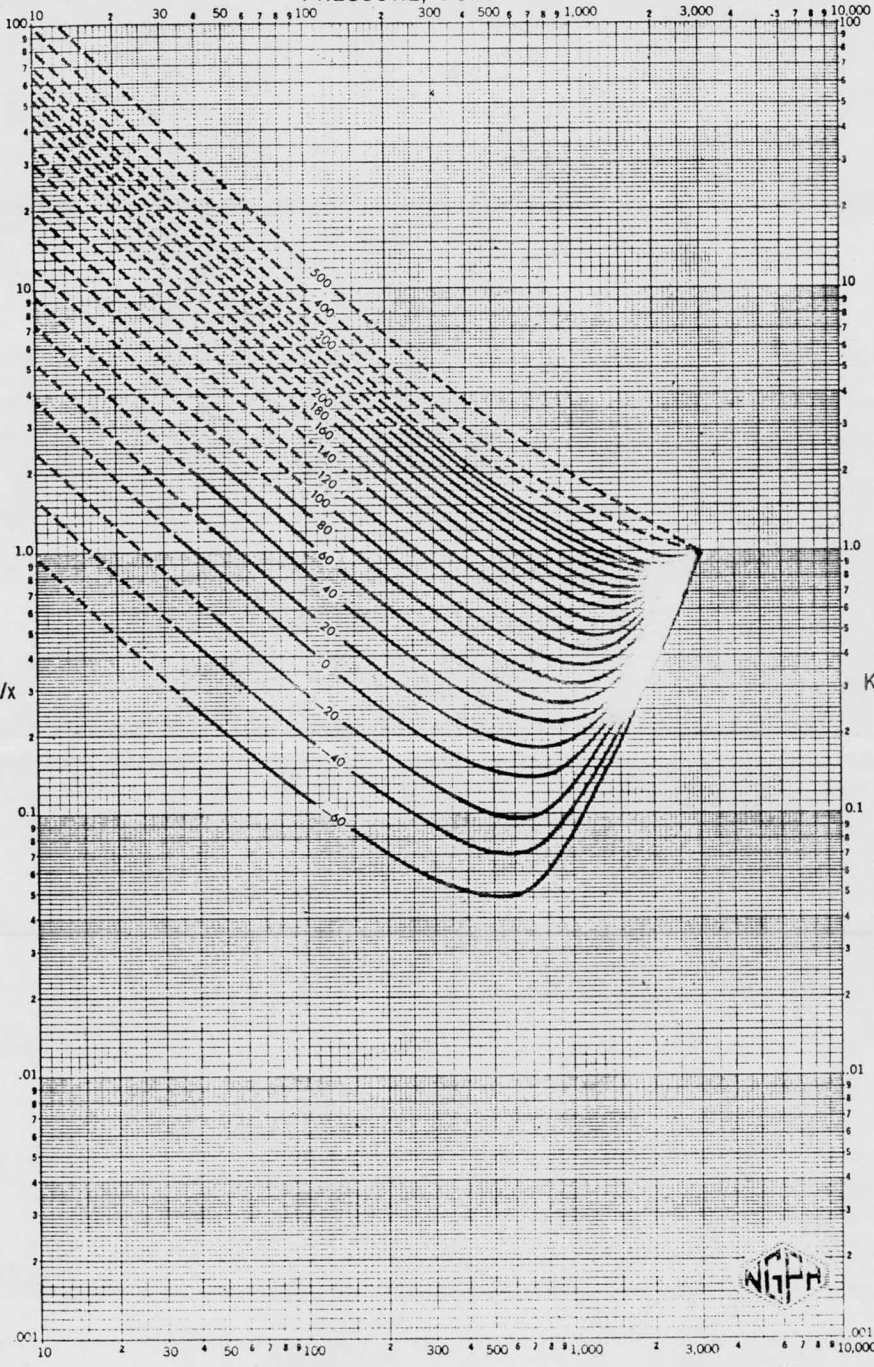


PRESSURE, PSIA →

ETHANE
CONV. PRESS. 3,000 PSIA



PRESSURE, PSIA



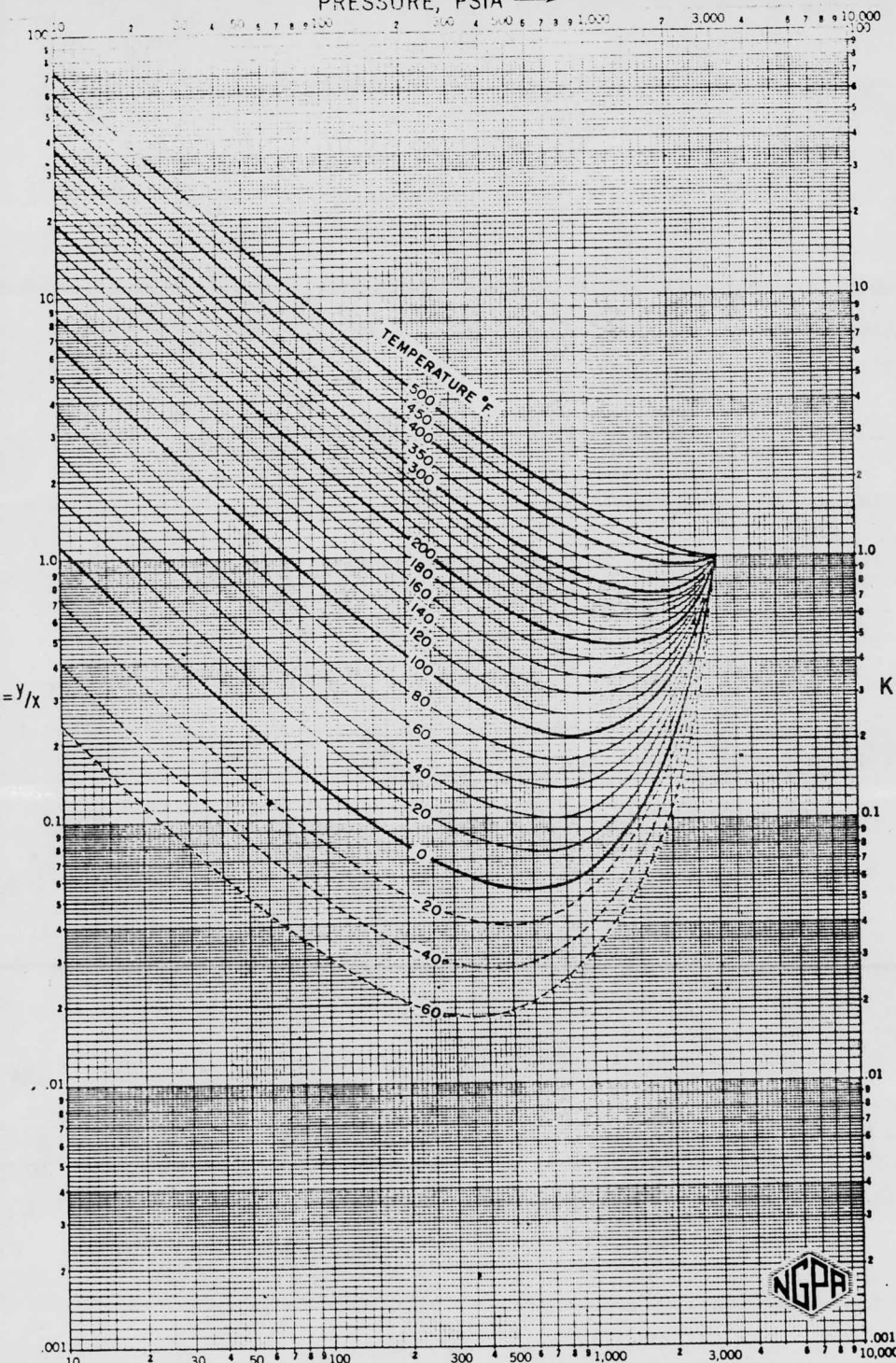
$K = y/x$

$K = y/x$

PRESSURE, PSIA →

PROPANE
CONV. PRESS. 3000 PSIA

PRESSURE, PSIA →



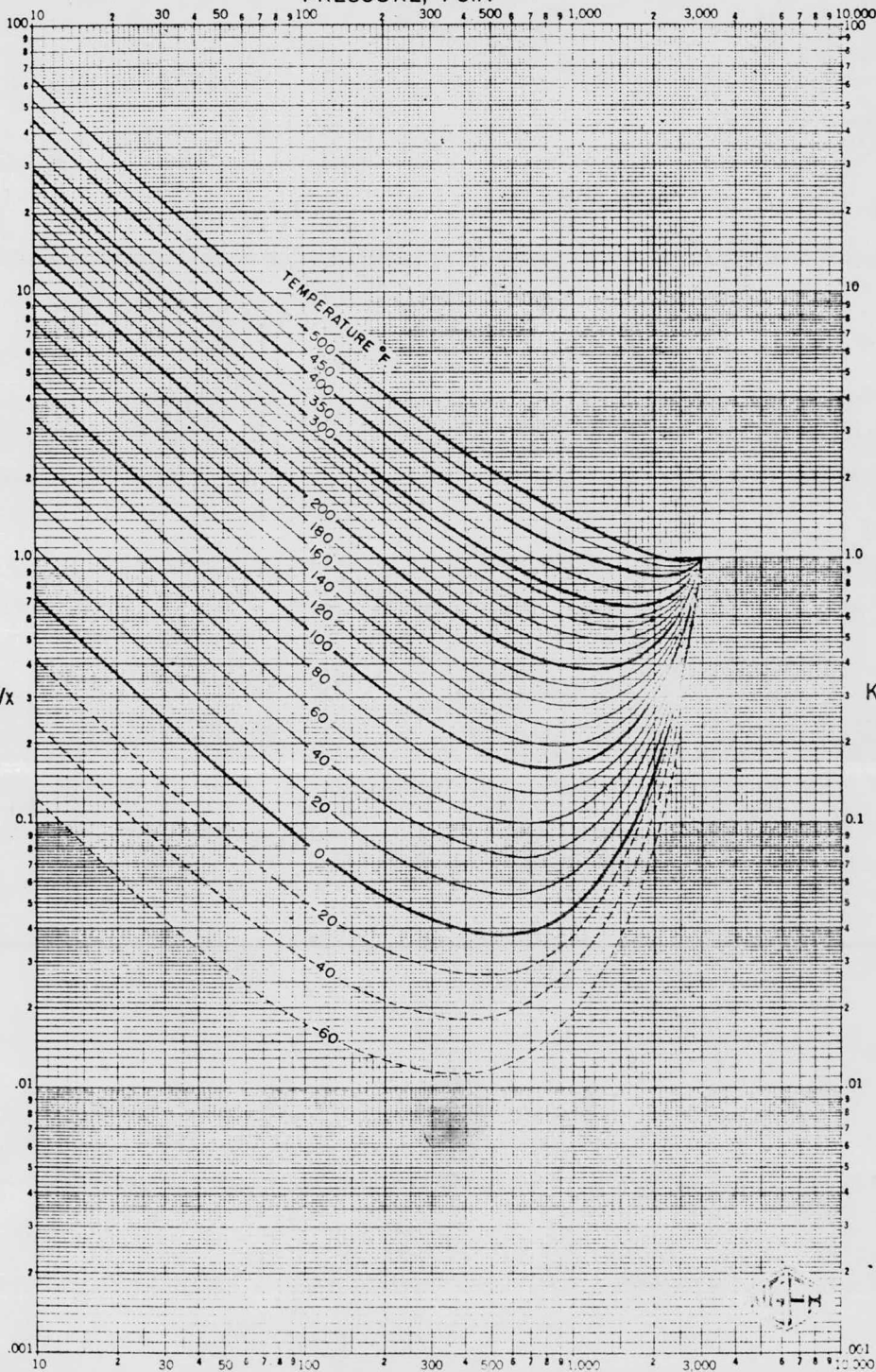
PRESSURE, PSIA →

i- BUTANE

CONV. PRESS. 3000 PSIA

18 - 66

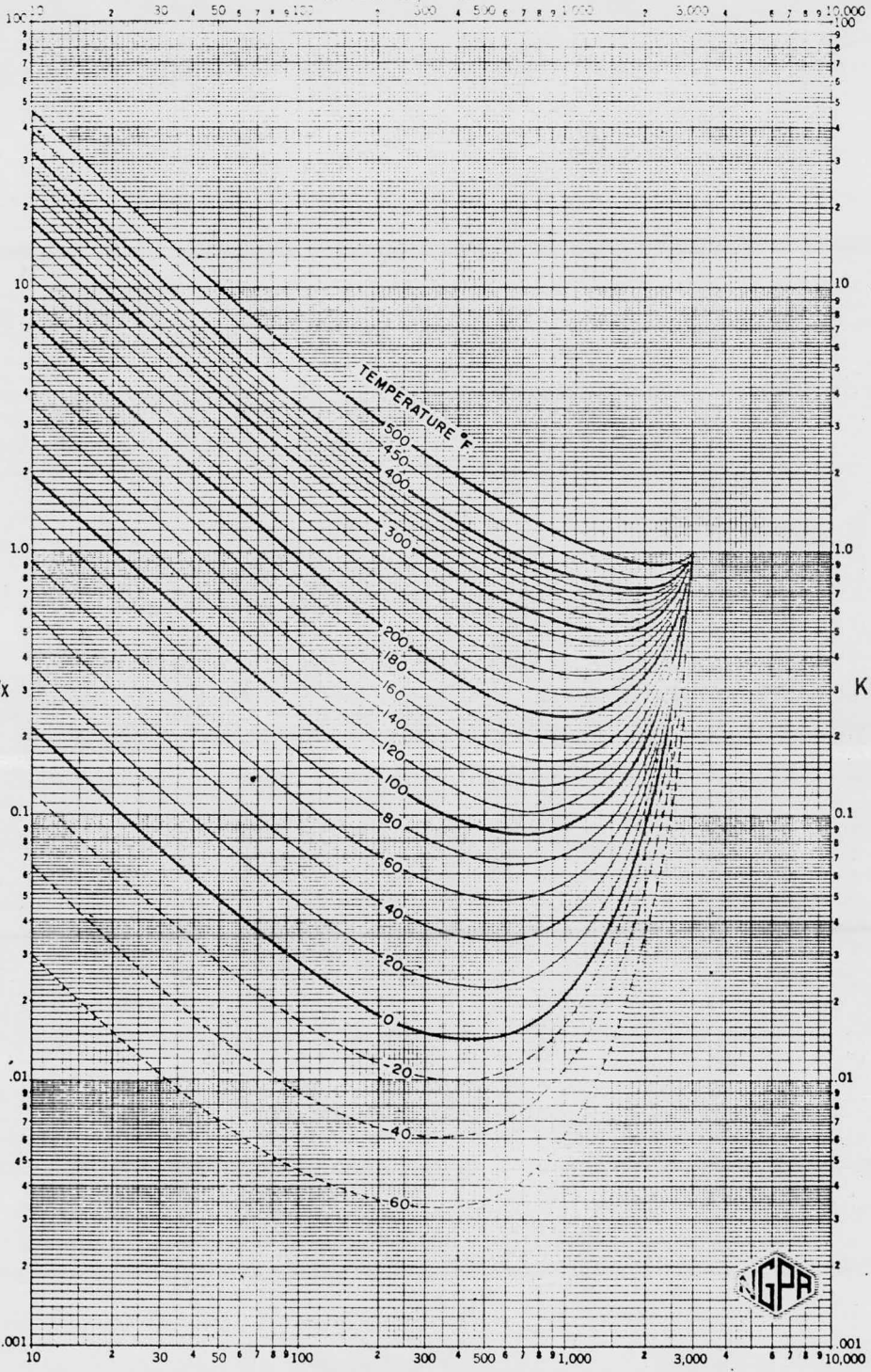
PRESSURE, PSIA →



PRESSURE, PSIA →

n-BUTANE
CONV. PRESS. 3000 PSIA

PRESSURE, PSIA →



TEMPERATURE °F

500

450

400

300

200

180

160

140

120

100

80

60

40

20

0

-20

-40

-60

$K = y/x$

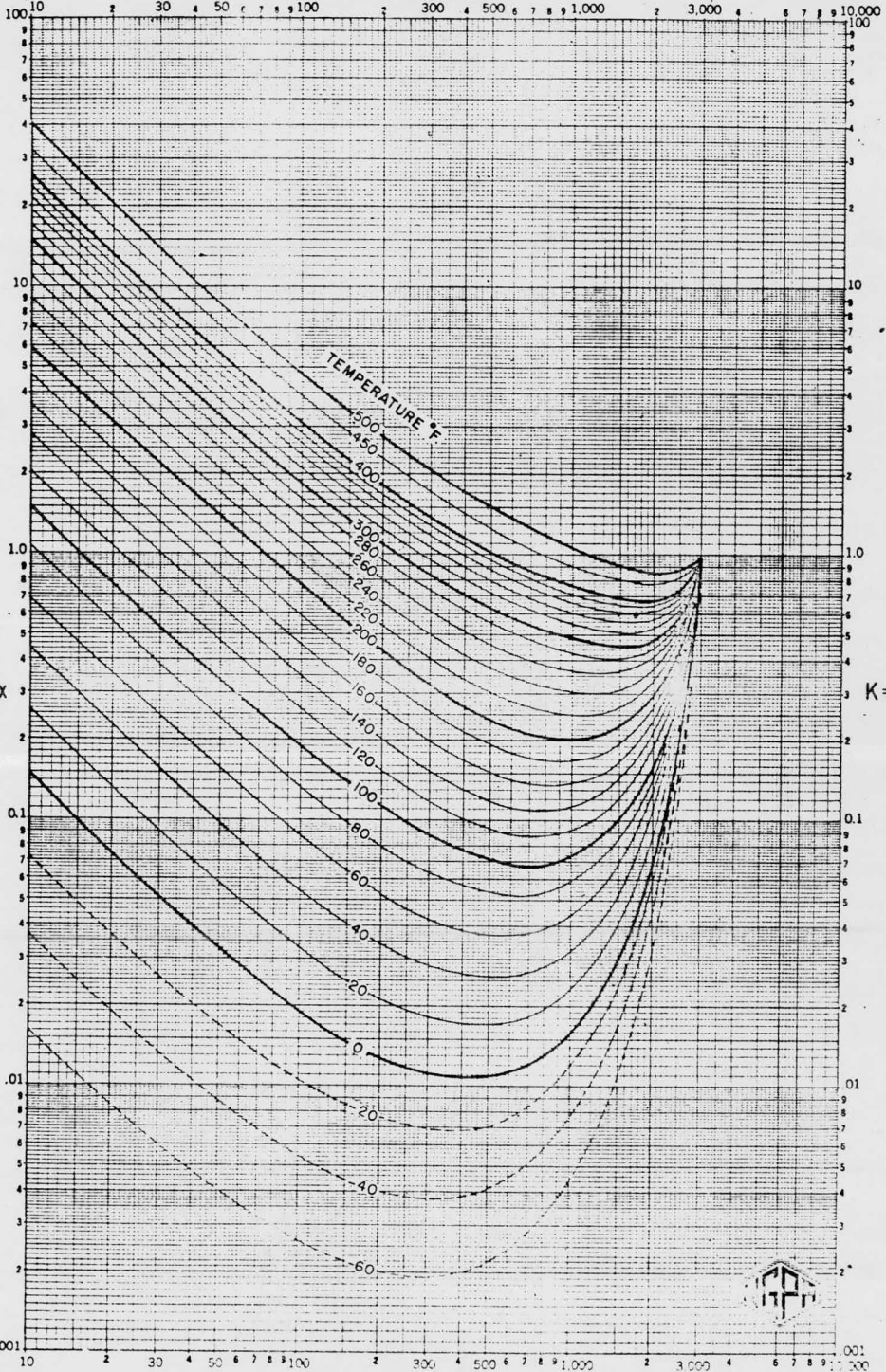


PRESSURE, PSIA →

***i*-PENTANE**
CONV. PRESS. 3000 PSIA

1R - 68

PRESSURE, PSIA →

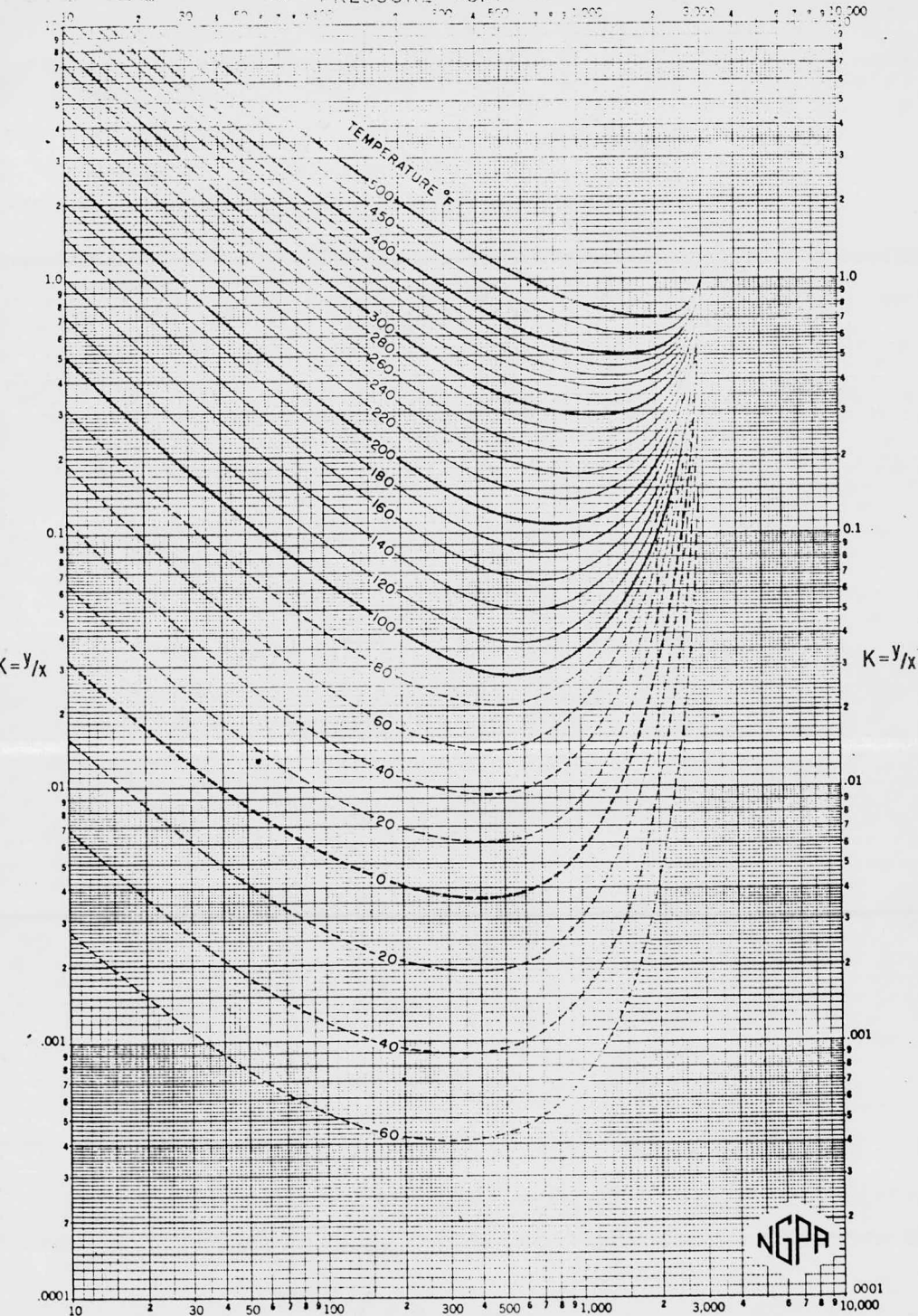


PRESSURE, PSIA →

n-PENTANE

CONV. PRESS. 3000 PSIA

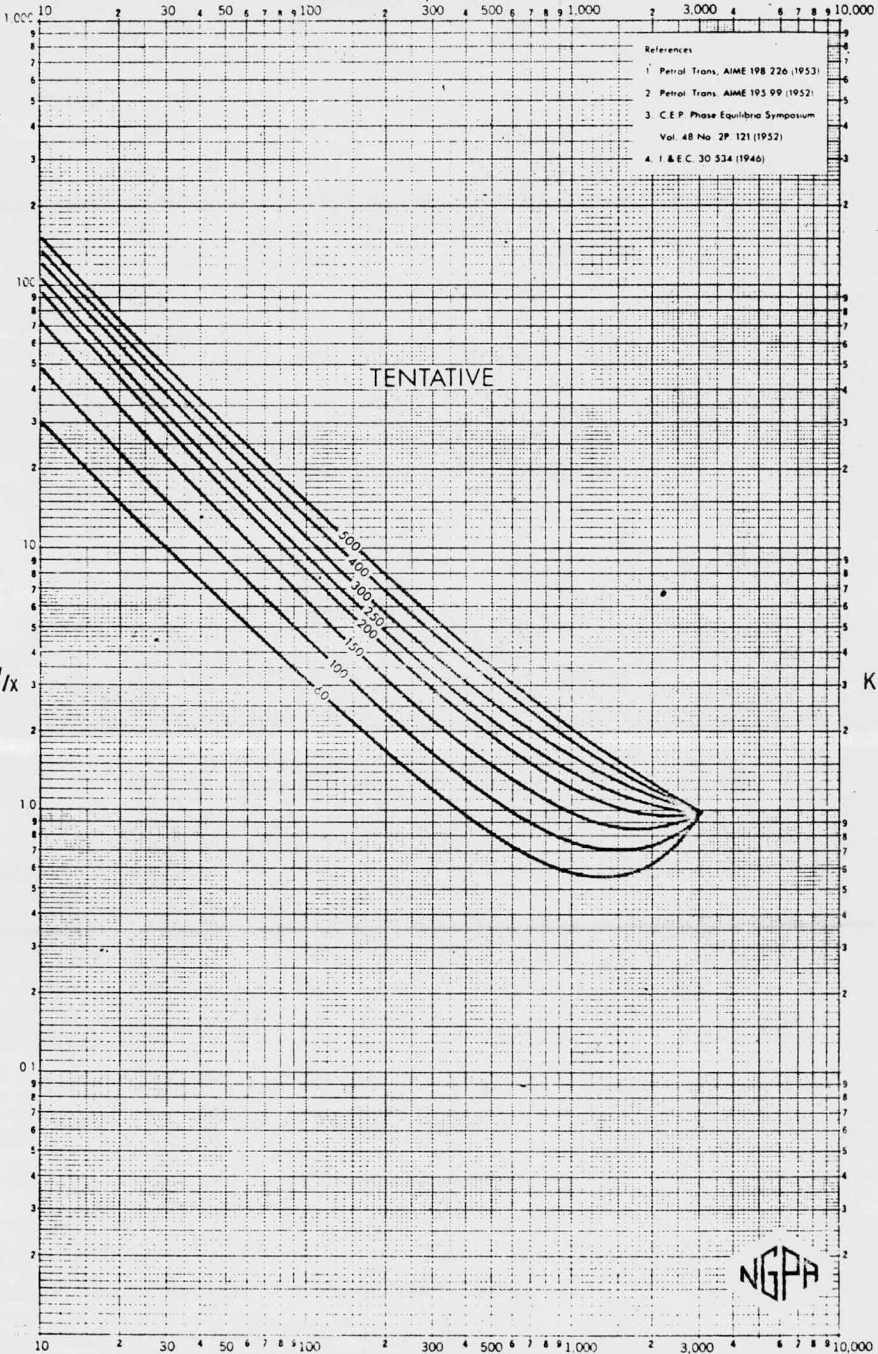
PRESSURE PSIA →



PRESSURE, PSIA →

HEXANE
CONV. PRESS. 3000 PSIA

PRESSURE, PSIA →



PRESSURE, PSIA → **HYDROGEN SULFIDE**
CONV. PRESS. 3000 PSIA

TABLA # 8

ANÁLISIS CROMATOGRAFICO.

MUESTRA	PRESION MUESTRA Kg/cm ²	TEMPERATURA MUESTRA °C	% MOL											P.N.	PESO ESPECIFICO Aire=1	LICUABLES C ₃ ⁺ Bls/MMPE
			H ₂ S	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆ ⁺				
A.P.	70	04	0.79	1.47	80.39	10.69	4.61	0.44	0.96	0.19	0.20	0.29	20.405	0.7044	47.1249	
P.I.	30	02	1.30	1.90	72.55	14.04	6.50	0.64	1.50	0.24	0.26	0.27	22.084	0.7624	65.0449	
B.P.	9	70	2.61	1.95	49.00	24.23	13.90	1.05	4.01	0.84	0.90	0.55	20.207	0.9730	156.6205	
T.B.	4	30	2.93	1.90	50.14	22.06	14.21	2.03	4.55	0.80	0.89	0.41	20.232	0.9746	162.4180	
Antes de Soloaires	--	--	1.13	1.57	70.70	10.56	4.60	0.56	1.20	0.20	0.34	0.90	21.212	0.732	50.599	
Después de Soloaires	--	--	1.13	1.37	80.61	9.47	4.73	0.52	1.23	0.26	0.30	0.30	20.597	0.711	52.945	
Envío U.P.Q.C.	--	--	1.26	1.44	80.52	9.46	4.73	0.51	1.11	0.26	0.29	0.42	20.607	0.711	52.291	
P.I.	30	02	1.99	1.71	72.48	13.05	6.52	0.75	1.77	0.40	0.46	0.07	22.689	0.703	77.907	
Antes de Soloaires	--	--	2.46	1.64	62.02	16.42	10.67	1.37	3.30	0.62	0.79	0.73	25.401	0.800	124.617	
Al Quemador	--	--	2.46	1.74	59.35	15.87	11.33	1.50	4.13	1.02	1.20	1.32	26.945	0.930	150.066	

2.5.- RECUPERACION Y APROVECHAMIENTO DE LOS HIDROCARBUROS CONDENSADOS (GASOLINA) .

Al efectuarse el Enfriamiento del Gas en los Solosires, los Hidrocarburos pesados (Licuables) y el Agua contenidos en el Gas Sufren - Condensaciones parciales debido a que varía su Constante de Equilibrio y a veces alcanzan su Temperature de Rocío.

En la Bateria del Campo Cunduacán al igual que en las otras Plan--tas de Separación que forman el Area del Cretácico en la Zona Sur, se tienen problemas con los Hidrocarburos y el Agua Condensada ya que se acumulan en los Columpios de las Tuberías obstruccionando parcialmente el paso del Gas y Disminuyendo notablemente su eficiencia.

Actualmente para mantener la eficiencia de las Tuberías, la limpie--za de éstas se hace mediante desplazamiento (corridas) de Diablos - con Copas, auxiliados por Trampas de envío y de recepción; los Líqui - dos desplazados, Gasolina y Agua, se queman en la atmosfera.

El Costo de estas operaciones así como el desperdicio de los Hi---drocarburos Líquidos son de consideración.

Por lo que los objetivos de esta Tesis son:

- 1.- Reducir en gran parte estos problemas que se tienen en las Tuberías.
- 2.- Evitar los grandes desperdicios de Gasolina (Recuperación)
- 3.- Incorporar a la Producción de Líquidos los Condensados.

del Gas (Aprovechamiento).

Para la Recuperación y el Aprovechamiento de los Hidrocarburos --- Condensados (Gasolina) obtenidos por el Enfriamiento del Gas Natural Producido en el Campo Cunduacán en el Estado de Tabasco, se propone -- instalar en la Bateria de Separación # 1 el siguiente Equipo:

- 1.- Un Tanque recuperador de los Condensados obtenidos en los Rectificadores Secundarios de Baja Presión- y de Presión Intermedia.
- 2.- Bombas para descarga de la Gasolina Recuperada.
- 3.- Una Línea de Transporte de la Gasolina Recuperada hasta la Bateria Samaria 11 para su Aprovechamiento (Gasolinoducto) .

ESPECIFICACIONES DE LA GASOLINA NATURAL

N. G. S. M. A. DATA BOOK 1957 (PAG. 150)

PRESION DE VAPOR REID — 0.7-2.4 Kg/cm² (10psi)

PORCENTAJE EVAPORADO A 60°C — 25 - 85

PORCENTAJE EVAPORADO A 135°C — NO MENOR DE 90

PUNTO FINAL DE EBULLICION — NO MAYOR DE 190°C

GRADOS DE LA GASOLINA NATURAL

PORCENTAJE EVAPORADO A 60°C

	25	40	55	70	85
PRESION DE VAPOR REID Kg/cm ²	2.4	GRADO 34-25	GRADO 34-40	GRADO 34-55	GRADO 34-70
	2.1	GRADO 30-25	GRADO 30-40	GRADO 30-55	GRADO 30-70
	1.8	GRADO 26-25	GRADO 26-40	GRADO 26-55	GRADO 26-70
	1.5	GRADO 22-25	GRADO 22-40	GRADO 22-55	GRADO 22-70
	1.2	GRADO 18-25	GRADO 18-40	GRADO 18-55	GRADO 18-70
	1.0	GRADO 14-25	GRADO 14-40	GRADO 14-55	GRADO 14-70
0.7					

NOMENCLATURA UTILIZADA.

m.b.m.r.	= Metros bajo mesa Rotaria.
T.P.	= Tubería de Producción.
T.R.	= Tubería de Revestimiento.
MMPCD	= Millones de pies cúbicos por día.
Bls	= Barriles
A.P	= Alta Presión
P.I	= Presión Intermedia
B.P	= Baja Presión
T.B.	= Tanque de Balance
T.A	= Tanque de Almacenamiento
T.M	= Tanque de Medición
Km	= Kilómetro
mm	= Milímetro
S.U.	= Saybolt Universal
ppm	= Partes por Millón
Lb/plg ²	= Libras por pulgada cuadrada
TIE	= Temperatura inicial de Ebullición.

% vol	= Por ciento en volúmen
TFE	= Temperatura final de Ebullición
Seg	= Segundo
m ³ /d	= Metros Cúbicos por día
RGA	= Relación Gas-Aceite
RGIL	= Relación Gas-Líquido
m ³ / m ³	= Metros cúbicos por metros cúbicos
De Sep	= De Separadores
Lín	= De Línea
F	= Fluyente
B.N	= Bombeo Neumático
B.M.	= Bombeo Mecánico
F.W	= Frank Wheatley
BPD	= Barriles por día
"	= Pulgadas
'	= Pies
D.N	= Diámetro Nominal
lb	= Libras por Pulgada cuadrada.

K_{CO_2} = Constante de Equilibrio del Dióxido de Carbono.

K_{C_1} = Constante de Equilibrio del Metano

K_{C_2} = Constante de Equilibrio del Etano.

$C_3 +$ = Propano y compuestos más pesados (Licuables).

U.P.Q.C. = Unidad Petroquímica de Cactus.

C A P I T U L O 3.

C A L C U L O D E L E Q U I P O.

3.1.- CALCULO DEL TANQUE RECUPERADOR DE HIDROCARBUROS CONDENSADOS.

Es necesario hacer las siguientes consideraciones al calcular este --
equipo :

- 1.- Con el fin de simplificar los cálculos, se considera la experiencia que se tiene en otras Baterias instaladas en el mismo Distrito.
- 2.- En la parte superior, en la línea al quemador, se coloca una válvula automática de relevo, que permitirá controlar la Presión en este Equipo.
- 3.- La Temperatura de operación será de 37.8°C (100°C)
- 4.- Se considera Capacidad de Almacenamiento para 54 minutos. Esta - se selecciona a criterio del diseñador, ya que el servicio no es crítico.
- 5.- Forma y Posición del Recipiente Cilíndrica Horizontal 2:1 con tapas Semi-Elipticas, Material de Construcción Acero al Carbón baja Aleación, Especificación 5A-516, grado 70 (del Código ASME).
- 6.- La Presión de operación será de 1000 Psig. (68.02 Kg/cm² man.)
- 7.- El Diseño de este Equipo se hace de acuerdo con el ASME CODE UNFI
RED PRESSURE VESELS.
- 8.- Se pretenden Recuperar 1,000 Barriles/día.

C A L C U L O S.

1.- FLUJO:

1,000 Barriles/día

5,614.6 ft³/día

158.99 m³/día

158.990 Litros/día

42,000 Gal/día.



2.- CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO : 54 minutos.

3.- VOLUMEN REQUERIDO:

$$\frac{158.99 \text{ m}^3}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{1440 \text{ min}} \times 54 \text{ min} = 5.9621 \text{ m}^3.$$
$$210.5476 \text{ ft}^3.$$

4.- Haciendo uso del NOMOGRAMA Volúmen del Recipiente V.S -

Diámetro del Recipiente tenemos:

$$F = \frac{P}{SCE}$$

donde:

P = Presión de Diseño = 1,100 Psig.

S = S_t x f = Esfuerzo de Diseño

S_t = Esfuerzo máximo permisible a la Tensión = 17,500 Psig.

f = Factor de Seguridad = 80 % = 0.8

por lo tanto:

$$S = 17,500 \times 0.8 = 14,000 \text{ Psig.}$$

E = Eficiencia a la Unión = 100 %, uniones totalmente -
radiografiadas.

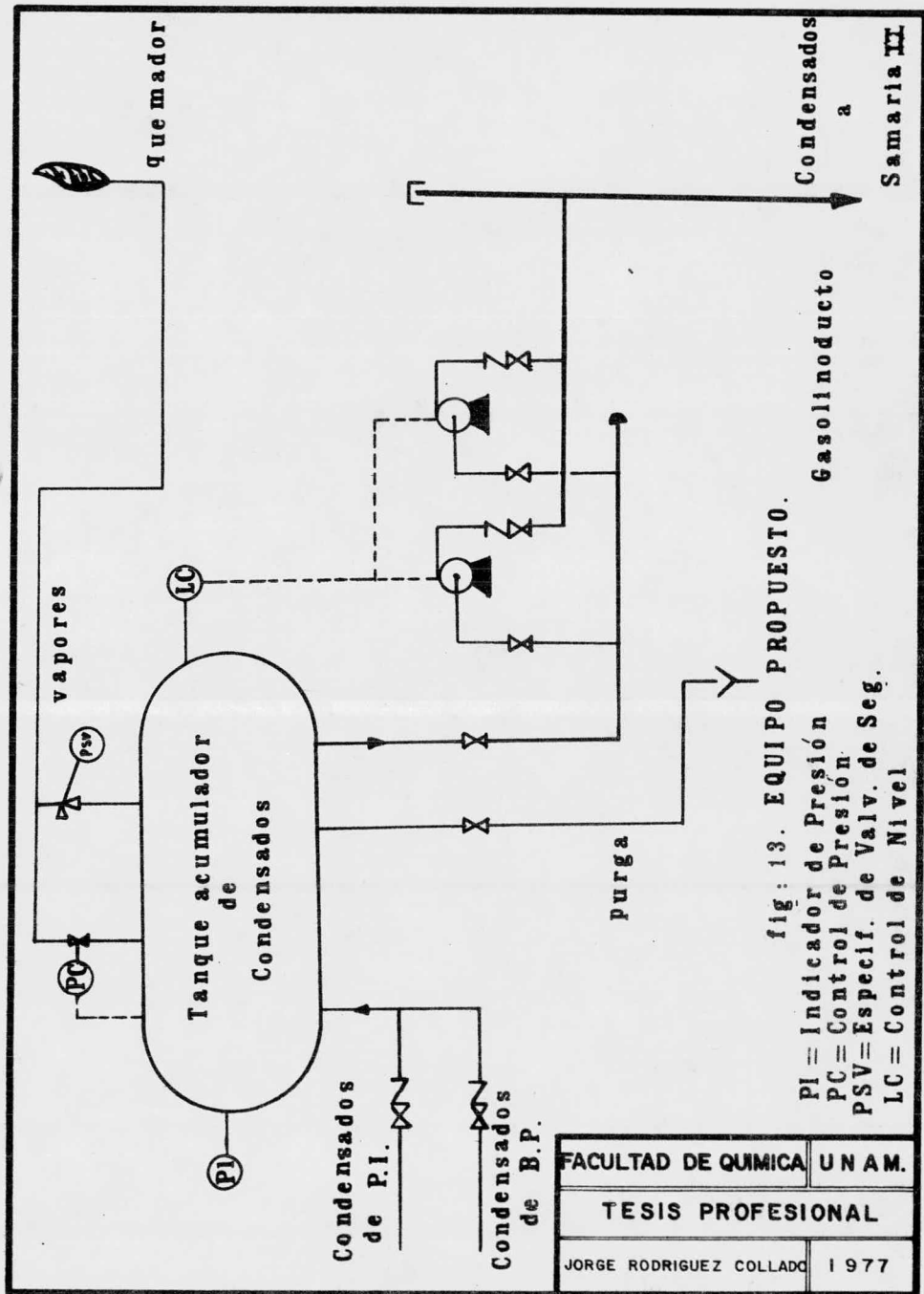


fig. 13. EQUIPO PROPUESTO.

PI = Indicador de Presión
 PC = Control de Presión
 PSV = Especif. de Valv. de Seg.
 LC = Control de Nivel

FACULTAD DE QUIMICA	UN AM.
TESIS PROFESIONAL	
JORGE RODRIGUEZ COLLADO	1977

C = Corrosión permisible = 0.125 Pulg.

sustituyendo los valores en la ecuación tenemos:

$$F = \frac{1,100}{14,000 \times 1 \times 0.125} = 0.628 \text{ Pulg.}^{-1}$$

del Nomograma, con $F = 0.63$ y $V = 5614.6 \text{ ft} / \text{día}$, obtenemos:

$$\begin{aligned} D &= \text{Diámetro Interno de la Vasija} = 5.20 \text{ ft.} \\ &= 158.6 \text{ cm.} \\ &= 1.586 \text{ m.} \\ &= 62.4 \text{ Pulg.} \end{aligned}$$

5.- De $V = \text{Volúmen del Cilindro} = \frac{D^2 L \pi}{4}$

$$L = \frac{4 V}{\pi D^2}$$

sustituyendo tenemos:

$$\begin{aligned} L &= \frac{4 \times 5.9621}{3.1416 \times (1.586)^2} = 3.007 \text{ m.} \\ &= 9.898 \text{ ft.} \\ &= 301.7 \text{ cm.} \\ &= 108.776 \text{ Pulg.} \end{aligned}$$

6.- DIMENSIONES DEL RECIPIENTE:

Diámetro Interno = 62.5 Pulgs.

Longitud del Cilindro = 119.0 Pulgs.

Una vez que se ha dimensionado el recipiente tanto en Diámetro Interno como Longitud del Cilindro, se procede a calcular los Espesores del Cuerpo y de las Cabezas (Tapas). Para ello se recurre a las Especificaciones ASME para recipientes sometidos a presión.

De acuerdo con el ASME CODE UNFIRED PRESSURE VESELS, el Material recomendado para este tipo de recipiente es de Acero al Carbón SA-515 grado 70.

La forma geométrica usual para esta clase de Equipo es Cilíndrica con Tapas Semi-Elípticas 2:1.

Para calcular el Espesor mínimo requerido para la Placa del Cuerpo se utilizan las fórmulas siguientes:

$$t = \frac{P_d R}{SE - 0.6 P_d} + C$$
$$t = \frac{P_d R_o}{SE + 0.4 P_d} + C$$

tomadas del Código ASME, Sección VIII, en donde:

t = Espesor mínimo de la Placa, en Pulg.

P_d = Presión de Diseño, en Lb/Pulg²

R = Radio Interno del Cuerpo, en Pulg.

S = Esfuerzo máximo permisible, en Lb/Pulg.²

E = Eficiencia de las uniones (juntas), en %

C = Espesor por Corrosión, en Pulg.

R_o = Radio Externo del Cuerpo, en Pulg.

Para el cálculo del Espesor mínimo de las tapas se utiliza la ---
formula siguiente:

$$t = \frac{P_d D K}{2 S E - 0.2 P_d} + C$$

tomada del Código ASME, en donde t, P_d, S, E, y C son las mismas de la
fórmula anterior y

D = Diámetro Externo de la Tapa, en Pulg.

K = Factor que depende de la Proporción D/2 H.

Los valores de K se muestran en la Tabla # 3.1

T A B L A # 3.1

$\frac{D}{2 H}$	K
3.0	1.83
2.9	1.73
2.8	1.64
2.7	1.55
2.6	1.46
2.5	1.37
2.4	1.29
2.3	1.21
2.2	1.14
2.1	1.07
2.0	1.00
1.9	0.93

1.8	0.87
1.7	0.81
1.6	0.76
1.5	0.75

CALCULO ESPESOR DEL CUERPO .

De acuerdo a las especificaciones ASME, para un Acero al Carbono SA-515 grado 70 corresponde un Esfuerzo máximo permisible (S) de 17,500 Lb/Pulg²., a 100 °F (37.8 °C).

El aumento por Corrosión se considerará de 0.125 Pulg.

fórmula:
$$t = \frac{P_d R}{SE - 0.6 P_d} + C$$

Datos:

$P_d = 1,100 \text{ Lb/Pulg}^2$

$R = 2.6 \text{ ft} = 31.2 \text{ Pulg.}$

$S = 17,500 \text{ Lb/Pulg}^2$

$E = 100 \%$, uniones soldadas, totalmente radiografiadas

$C = 0.125 \text{ Pulg.}$

$$t = \frac{1100 \times 31.2}{(17,500 \times 1) - (0.6 \times 1100)} + 0.125$$

$t = 2.163 \text{ Pulgadas}$

$= 5.5 \text{ cm.}$

CALCULO ESPESOR DE LAS TAPAS.

fórmula:
$$t = \frac{P_d D K}{2 S E - 0.2 P_d} + C$$

Datos:

$$P_d = 1,100 \text{ Lb/Pulg}^2$$

$$D = 5.2 \text{ ft} = 62.4 \text{ Pulg.}$$

$$H = \frac{R}{2} = \frac{31.2}{2} = 15.6 \text{ Pulg.}$$

$$\frac{D}{2 H} = \frac{62.4}{2 \times 15.6} = 2.0$$

de la Tabla # 3.1 se obtiene $K = 1.0$

$$S = 17,500 \text{ Lb/Pulg}^2$$

$$E = 100 \%$$

$$C = 0.125 \text{ Pulg.}$$

$$t = \frac{1,100 \times 62.4 \times 1}{(2 \times 17,500 \times 1) - (0.2 \times 1,100)} + 0.125$$

$$t = 2.0985 \text{ Pulg. (Espesor Nominal).}$$

$$= 5.33 \text{ cm.}$$

En resumen, los Espesores encontrados para el recipiente son:

ESPESOR DEL CUERPO DEL CILINDRO = 2.5 Pulgadas. (6.35 cm)

ESPESOR DE LAS TAPAS (CABEZAS) = 2.5 Pulgadas. (6.35 cm)

3.2.- CALCULO DE LA TUBERIA DE TRANSPORTE (GASOLINDUCTO) Y ACCESORIOS.

Cálculo de la Tubería para transportar la Gasolina Rectificada del Recipiente Recuperador a la Bateria Samaria II.

Esta línea tendrá una longitud de 22,967 ft (7,000 m.) y se necesitarán 6 Válvulas de Compuerta, 5 Codos Standard de 90°, 1 Válvula Check.

Cálculo del Diámetro.-la Válvula automática a la que irá conectada esta tubería es de 8 pulgadas.

Para calcular el Diámetro se hará un balance de Energía entre el punto de salida del Líquido por la Válvula y el punto en que se une la corriente Líquida obtenida en la Bateria Samaria II, utilizando el Teorema de Bernoulli para Líquidos. Se emplearán diferentes medidas de Tubo hasta encontrar una que cumpla con la igualdad ó que se aproxime a ella.

Ecuación de BERNOULLI :

$$Z_1 + \frac{q}{g_c} + \frac{V_1^2}{2 g_c} + \frac{P_1}{\rho_1} + w = Z_2 + \frac{q}{g_c} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + \frac{P_2}{\rho_2} + \sum H_{fs}$$

Datos:

$$Z_1 = 0.0$$

$$Z_2 = 26.248 \text{ ft} = 8 \text{ m}$$

$$P_1 = 1000 \text{ Psig}$$

$$V_1 = V_2$$

$$C_1 = C_2 = 43.36 \text{ Lb/ft}^3 \quad P_2 = 991.9 \text{ Psig.}$$

$$\mu = 0.6 \text{ Centipoise}$$

entonces se tiene que:

$$\sum H_{fs} = \frac{P_1 - P_2}{\rho} - z_2 \frac{g}{g_c}$$

$$\sum H_{fs} = \frac{144 (1000 - 991.9)}{43.36} - 26.248 = 0.6524 \text{ ft} - \text{lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\sum H_{fs} = \frac{f V^2 L}{2 g_c D} = 0.6524 \text{ lb}_f\text{-ft} / \text{lb}_m$$

Se supondrán Diámetros de 8, 10 y 12 pulgadas.

D_{nominal} (Pulg)	Cédula	D_{externo} (Pulg)	D_{interno} (Pulg.)	Espesor Pared (Pulg.)	Area Transv. (ft ²)
8	80	8.625	7.625	0.500	0.3171
10	80	10.750	9.562	0.594	0.4987
12	80	12.750	11.374	0.688	0.7056

El Gasto que maneja la Válvula automática de 8" es de :

$$29.166 \text{ Gal/min} = 6.498 \times 10^{-2} \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$\text{VELOCIDADES :} \quad V = \frac{q}{A}$$

$$V (8") = \frac{0.06498}{0.3171} = 0.2049 \text{ ft/seg}$$

$$V (10") = \frac{0.06498}{0.4987} = 0.1303 \text{ ft/seg}$$

$$V (12") = \frac{0.06498}{0.7056} = 0.092 \text{ ft/seg}$$

-87-

$$\text{NUMEROS DE REYNOLDS : } R_e = \frac{D V \rho}{\mu}$$

$$R_e (8") = \frac{0.635 \times 0.2049 \times 43.36}{0.6 \times 0.000672} = 13,992.149$$

$$R_e (10") = \frac{0.797 \times 0.1303 \times 43.36}{0.6 \times 0.000672} = 11,167.899$$

$$R_e (12") = \frac{0.950 \times 0.092 \times 43.36}{0.6 \times 0.000672} = 9,398.900$$

	8"	10"	12"
E/D	0.00022	0.00018	0.00015
L	23,247.379	23,393.39	23,475.25
f	0.028	0.030	0.032

$$\sum H_{fs} (8") = \frac{0.028 \times (0.2049)^2 \times 23,247.379}{64.4 \times 0.635} = 0.6682 \text{ lb}_f\text{-ft/lb}_m$$

$$\sum H_{fs} (10") = \frac{0.030 \times (0.1303)^2 \times 23,393.39}{64.4 \times 0.797} = 0.2321 \text{ lb}_f\text{-ft/lb}_m$$

$$\sum H_{fs} (12") = \frac{0.032 \times (0.092)^2 \times 23,475.25}{64.4 \times 0.950} = 0.1039 \text{ lb}_f\text{-ft/lb}_m$$

De los valores de $\sum H_{fs}$ obtenidos, se observa que el que corresponde a un Diámetro de 8 pulgadas se aproxima al valor real de la ecuación.

$$\sum H_{fs} = \frac{f V^2 L}{2 g_c D} = 0.6524 = 0.6682 \text{ lb}_f\text{-ft/lb}_m$$

entonces el DIAMETRO DE LA TUBERIA (GASOLINODUCTO) SERA DE 8 PULGADAS
CEDULA 80, ACERO AL CARBON.

3.3.- CALCULO DEL EQUIPO DE BOMBEO.

Se va a bombear Hidrocarburos Condensados (Gasolina) a una temperatura de 37.8 °C (100 °F), con una densidad de 43.36 lb/ft³ por una Tubería de 6 pulgada de Diámetro nominal (40 m) acoplada a una de 8 pulg. (7 Km = 7000 m = 22,967 ft) la cual constituye el Gasolinoducto, con un gasto de 1000 Bls/día; hasta la Bateria Samaria II para su Aprovechamiento.

Usando el Teorema de BERNOULLI :

$$Z_1 + \frac{144 P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2 g_c} = Z_2 + \frac{144 P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2 g_c} + h_1$$

$$\text{Si } \rho_1 = \rho_2$$

$$V_1 = V_2$$

se tiene que:

$$\frac{144}{\rho} (P_1 - P_2) = (Z_2 - Z_1) + h_1$$

$$h_1 = 0.1863 \frac{f L V^2}{d}$$

$$R_e = 123.9 \frac{d V \rho}{\mu}$$

$$V = 0.408 \frac{Q}{d^2}$$

$$\text{POTENCIA DE LA BOMBA} = \frac{Q H \rho}{247,000 N}$$

Primeramente serán calculadas las longitudes Equivalentes de

los Accesorios necesarios de las líneas de Transporte :

ACCESORIOS A LA SUCCION : Tubería de 6 pulg. Acero al Carbón Cedula 80

2 Válvulas de Compuerta : $L/d = 35$

$$L_e = 70 \times 0.4801 = 33.607 \text{ ft}$$

3 Codos Standard de 90° : $L/D = 30$

$$L_e = 90 \times 0.4801 = 43.209 \text{ ft}$$

Longitud Tubería recta : 10 m = 32.81 ft.

$$\underline{\text{total}} = 109.626 \text{ ft.}$$

ACCESORIOS A LA DESCARGA : TRAMO I. Tubería de 6" Ced. 80

2 Válvulas de Compuerta : $L/D = 35$

$$L_e = 70 \times 0.4801 = 33.607 \text{ ft.}$$

3 Codos Standard de 90° : $L/D = 30$

$$L_e = 90 \times 0.4801 = 43.209 \text{ ft.}$$

1 Válvula de Retención (Check) : $L/D = 135$

$$L_e = 135 \times 0.4801 = 64.8135 \text{ ft.}$$

$$\underline{\text{total}} = 141.6295 \text{ ft}$$

ACCESORIOS DE LA DESCARGA: TRAMO II. Tubería de 8" Ced. 80

6 Válvulas de Compuerta : $L/D = 35$

$$L_e = 210 \times 0.6354 \text{ ft.} = 133.434 \text{ ft.}$$

5 Codos Standard de 90° : $L/D = 30$

$$L_e = 150 \times 0.6354 = 95.31 \text{ ft.}$$

- 1 Válvula Check : $L/D = 135$
 $L_e = 135 \times 0.6354 = 85.779 \text{ ft.}$
- 2 Tee Standard : $L/D = 20$
 $L_e = 40 \times 0.6354 = 25.416 \text{ ft.}$
- Expansión Súbita : $K = 0.19$ y $d_1/d_2 = 0.75$
 $L_e = 6.75 \text{ ft.}$
- Longitud Tubería Recta : $7,000 \text{ m} = 22,967 \text{ ft}$
 $\text{Total} = 23,447.123 \text{ ft}$

Longitud TOTAL = $L = 23,698.379 \text{ ft.}$

Los Cálculos se van hacer con respecto a la Tubería de 8" céd. 80 ya que la diferencia de Tubería Recta es bastante grande con respecto a la de 6" céd. 80.

DATOS:

$$q = 3.899 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$Q = 29.166 \text{ Gal/min}$$

$$\rho = 43.36 \text{ Lb/ft}^3$$

$$\mu = 0.6 \text{ Centipoise}$$

$$N = 0.70$$

d (nominal) = 8" Acero al Carbón Cédula 80

$$D_i = 0.6354 \text{ ft}$$

$$d_i = 7.625 \text{ Pulg.} \quad d_i^2 = 58.14 \text{ Pulg}^2$$

$$d_e = 8.625 \text{ Pulg.}$$

$$\text{Espesor} = 0.500 \text{ Pulg.}$$

$$\begin{aligned}\text{Area Transversal} &= 45.663 \text{ Pulg}^2 \\ &= 0.3171 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$T = 37.8 \text{ } \rho\text{C} \text{ (} 100 \text{ } \rho\text{F} \text{)}$$

$$P_1 = 68.027 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (} 1,000 \text{ Lb/Pulg}^2 \text{)}$$

$$Z_1 = 4 \text{ m} = 13.124 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 8 \text{ m} = 26.248 \text{ ft}$$

CALCULOS.

$$V = \frac{0.408 \times 29.166}{58.14} = 0.20467 \text{ ft/seg}$$

$$R_e = \frac{123.9 \times 7.625 \times 0.20467 \times 43.36}{0.6} = 13,973.441$$

$$f = 0.028 \text{ (CRANE-pagina A-25)}$$

$$L = 23,698.379 \text{ ft}$$

$$h_1 = \frac{0.1863 \times 0.028 \times (0.20467)^2 \times 23698.379}{7.625} = 0.6791 \text{ ft de fluido}$$

$$H = \text{Cabeza total de la Bomba} = (Z_2 - Z_1) + h_1$$

$$H = 26.248 - 13.124 + 0.6791 = 13.803 \text{ ft}$$

$$\text{POTENCIA AL FRENO} = \frac{29.166 \times 13.803 \times 43.35}{247,000 \times 0.7} = 0.100 \text{ HP.}$$

$$\text{POTENCIA AL FRENO REQUERIDA} = 0.1 = 74.57 \text{ Watts.}$$

3.4.- CALCULO DE LAS VALVULAS.

I.- Cálculo de la Válvula de Seguridad

La Válvula de Seguridad para el Tanque recuperador de Condensados se dimensiona de acuerdo a la ecuación siguiente:

$$A = \frac{V \sqrt{T} \sqrt{M} \sqrt{Z}}{6.32 C K P_I K_b}$$

tomada del Natural Gas Processing Suppliers Association (NGPSA), Cap. 3.
donde:

A = Area de descarga efectiva de la válvula, en Pulg.²

V = Flujo a través de la válvula, en ft³/min.

T = Temperatura Absoluta, °R.

M = Peso molecular del Gas.

Z = Factor de Comprensibilidad del Gas.

C = Coeficiente determinado por la relación de los Calores Específicos del Gas a condiciones estándar.

K = Coeficiente de descarga. (usualmente 0.975).

P_I = Presión a la Salida de la válvula, en Psia.

K_b = Factor de corrección de capacidad debido a la Presión desarrollada en el lado de la descarga.

Datos :

$$V = 143,700 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

$$T = 100 + 460 = 560 \text{ }^\circ\text{R.}$$

$$M = 21.853$$

Z = de la fig. 16-3 del NGPSA con la Temperatura Pseudoreducida y la Presión Pseudo-reducida.

Determinación de la temperatura Pseudo-reducida (T_{pr}) y la Presión Pseudo-reducida (P_{pr})

Comp.	Frac. Mol	T_c ind.	T_{pc}	P_c ind.	P_{pc}
C_1	0.7720	344.2	265.72	673	519.55
C_2	0.1101	550.3	60.58	710	78.171
C_3	0.0452	666.3	30.11	617	27.888
iC_4	0.0053	735.0	3.89	529	2.803
nC_4	0.0125	756.0	9.07	551	6.887
iC_5	0.0036	829.0	2.98	483	1.738
nC_5	0.0041	845.5	3.46	490	2.000
$C_6 + P$	0.0148	914.1	13.53	440	6.512
			389.40		645.551

entonces: $T_{pc} = 389.4 \text{ } ^\circ\text{R}$

$$P_{pc} = 645.551 \text{ psia.}$$

donde:

$T_c \text{ ind.}$ = Temperatura Crítica individual.

$P_c \text{ ind.}$ = Presión Crítica individual.

T_{pc} = Temperatura pseudo-crítica = Frac. mol \times Temperatura Crítica ind.

P_{pc} = Presión pseudo-crítica = Frac. mol \times Presión crítica ind.

se sabe que:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{pc}}$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}}$$

en donde:

P = Presión absoluta.

T = Temperatura absoluta.

sustituyendo datos:

$$P_{pr} = \frac{1014.7}{645.551} = 1.6$$

$$T_{pr} = \frac{560}{389.4} = 1.5$$

con $P_{pr} = 1.6$ y $T_{pr} = 1.5$ de la fig. 16-3 del NGPSA se tiene que el -

Factor de Compresibilidad (Z) = 0.85

C = se obtiene de la Fig. 3-2 del NGPSA = 335.

K = 0.975

$P_i = 1000 + 14.7 = 1014.7$ psia.

$K_b =$ se obtiene de la fig. 3.3 del NGPSA = 0.95

sustituyendo:

$$A = \frac{143,700 \times \sqrt{560} \sqrt{21.853} \sqrt{0.85}}{6.32 \times 335 \times 0.975 \times 1014.7 \times 0.95}$$

$$A = \frac{143,700 \times 23.7 \times 4.674 \times 0.9219}{6.32 \times 335 \times 0.975 \times 1014.7 \times 0.95}$$

$$A = 7.3635 \text{ pulg.}^2$$

Los Orificios de los diferentes Tamaños de Válvulas (en función del Area - del Orificio), son tabulados por los diferentes Fabricantes de Válvulas de-relevo, al igual que los tamaños de los cuerpos de las válvulas a que co-rresponden estos Orificios.

Los Orificios se designan con letras (D, E, F, G, H, etc.), y a cada una de ellas corresponde una Area del Orificio.

En la siguiente Tabla se dan algunos Orificios tabulados por la API - Standard 526 (Flanged Steel Safety Relief for use in Petroleum Refineries).

ORIFICIO	AREA (pulg ² .)
K	1.838
L	2.853
M	3.600
N	4.340
P	6.380
Q	11.050
R	16.000
T	26.000

El Area obtenida fue de 7.3635 pulg² . por lo tanto se SELECCIONA la inmediata superior en la Tabla, la cual corresponde a un ORIFICIO de Letra Q, con un Area de 11.050 pulg² .

De las Especificaciones dadas por los Fabricantes, para este Orificio corresponde una Válvula de relevo de:

Diámetro de Entrada = 6.0 pulg.

Diámetro de salida = 8.0 pulg.

La Válvula de Seguridad se colocará en la parte superior del Recipiente, y será conectada a la Red general de desfogue al quemador por medio de una Tubería de 8 pulg. de diámetro.

2.- Cálculo de la Válvula de Control para Condensado Recuperado.

Determinación del Coeficiente C_v para seleccionar el Tamaño de la Válvula.

Para el Cálculo de C_v se utiliza al siguiente ecuación:

$$C_v = Q \sqrt{\frac{G}{\Delta P}}$$

donde:

C_v = Coeficiente de la Válvula. Este coeficiente es el que determina el Tamaño de la válvula.

Q = Flujo máximo a través de la válvula.

G = Gravedad específica

ΔP = Caída de Presión a través de la válvula = $P_1 - P_2$

Datos:

Q = 29.166 Gal/min.

G = 0.736

$$P_1 = 1000 \text{ Psig.}$$

$$P_2 = 975 \text{ Psig.}$$

$$\Delta P = 25 \text{ Psig.}$$

Sustituyendo:

$$C_V = 29.166 \sqrt{\frac{0.736}{25}}$$

$$C_V = 29.166 \times 0.1715$$

$$C_V = 5.000$$

Con el Valor de C_V obtenido (5.00), del Manual de la Fischer Governor Company se SELECCIONA el Tamaño de la Válvula y las características de la misma.

Del Manual Fischer, para el Valor de $C_V = 5.00$, se requiere de una - Válvula marca FISCHER con las siguientes características:

- A.- Flujo : igual porcentaje.
- B.- De un Tapón, tipo micro-flute.
- C.- Cuerpo "A".
- D.- Tamaño de la Válvula: $1 \frac{1}{2}$ PULGADAS.
- E.- Carrera : $\frac{3}{4}$ de pulgada.

F.- Tamaño del Tapón : $3/4$ de pulgada.

G.- Material del Cuerpo: Acero al Carbón.

H.- Conexiones Bridadas de $1 \frac{1}{2}$ pulgadas.

I.- Acción : a falla de Aire cierra.

PROCEDIMIENTO BASICO PARA SELECCIONAR LAS VALVULAS DE CONTROL.

Una Válvula de Control puede describirse como una resistencia variable en un sistema de flujo.

Los tipos más comunes de Válvulas de Control son los operados Neumáticamente, Hidráulicamente ó Eléctricamente.

Los pasos a seguir en la Selección de las Válvulas de Control son los siguientes:

I.- Fijar los Factores de Selección.

Los Factores que determinan la Selección de las Válvulas para cada aplicación, en general son:

A.- Clase de fluido que pasa a través de la Válvula.

B.- Propiedades Corrosivas del fluido.

C.- Temperatura.

D.- Presión y Caídas de Presión.

E.- Acción requerida de la Válvula.

F.- Tipo de Conexiones del Cuerpo.

G.- Requisitos del Control.

a.- Modulación.

b.- Dos Posiciones.

c.- Posiciones Múltiples.

d.- Cierre Hermético.

e.- Flotante de una sola Velocidad.

f.- Mezcla ó Desviación.

g.- Proporcional.

h.- Proporcional con Reajuste.

i.- Flotante con Velocidad Proporcional.

2.- Seleccionar el Tipo de Válvula que se debe emplear.

El tipo de Válvula está en función del tipo del Cuerpo de la misma.

Tipos de Cuerpos:

A.- Tipo de Globo:

a.- De Asiento Sencillo.

b.- De Asiento Doble.

c.- De Tres Vías.

B.- Tipo Angular:

a.- De Asiento Sencillo.

C.- Tipo Venturi:

a.- De Asiento Sencillo.

D.- Tipo Saunders:

a.- Cierre de Diafragma.

E.- Tipo Mariposa.

3.- Seleccionar el Material del Cuerpo de la Válvula.

Los Materiales comunmente empleados para Cuerpos de Válvulas son:

A.- Bronce.

B.- Hierro Fundido.

C.- Acero al Carbón.

D.- Acero Fundido.

E.- Acero Inoxidable.

F.- Aleaciones Especiales.

dependiendo de la Clase, Propiedades Corrosivas y Temperatura del fluido, además de la Presión de Operación y la Fuerza aplicada a la Tubería.

4.- Seleccionar el Tamaño de la Válvula.

Para Seleccionar el Tamaño de la Válvula se necesita determinar el Coeficiente " Cv " (analíticamente ó por medio de Nomogramas), este Coeficiente es el que determina el Tamaño de la misma.

Para determinar el Coeficiente " Cv " se requiere de la siguiente información:

A.- Flujo máximo de operación.

Expresado en:

Gal/min , para Líquidos.

Lb/hr , para Vapor.

ft³ estándar/hr , para Gases.

B.- Presiones de Operación:

a.- Presión de entrada a la Válvula.

b.- Presión a la salida de la Válvula.

Expresada en:

Lb/pulg². Absoluta (Psia).

C.- Caída de Presión.

La diferencia entre la Presión de entrada y la de salida a las condiciones de operación.

Expresada en:

Lb/pulg² man. (Psig).

D.- Gravedad Específica.

a.- Líquidos:

Con referencia al Agua.

b.- Gases:

Con referencia al Aire.

Cuando se ha conseguido la Información anterior, entonces - se puede determinar el Tamaño adecuado de la Válvula utilizando - los Manuales y Reglas de Cálculo para Válvulas proporcionados por los Fabricantes (FISCHER, HONEYWELL, KIM RAY, WALWOLTH, JENKINS, VALVULAS DE FILADELFIA, BLACK SIVALLS AND BRYSON).

ESPECIFICACIONES DE LA VALVULA DE CONTROL CALCULADA.

1.- Fluido : Gasolina Cruda (Rectificada).

Temperatura : 100 °F (37.8 °C).

Presiones : P₁ = 1000 Psig.

P₂ = 975 Psig.

P = 25 Psig.

Acción requerida : a falla de Aire cierra.

Tipo de Conexiones : Bridadas de 1 $\frac{1}{2}$ pulg.

Requisito del Control : Forma de Control de Dos Posiciones.

2.- Cuerpo : tipo de Globo de Asiento Doble.

3.- Material del Cuerpo : Acero al Carbón.

4.- Flujo máximo de operación : 29.166 Gal/min.

Gravedad Específica : 0.736

Coefficiente " Cv " calculado : 5.00

Tamaño de la Válvula : 1 $\frac{1}{2}$ pulg.

Marca FISCHER .

Tipo de Control : Automático operado Neumáticamente.

CAPITULO 4.

CONSIDERACIONES ECONOMICA.

En este capítulo se hace una comparación entre el Costo del -
Equipo calculado y el Costo de los Hidrocarburos Recuperados, para de-
terminar si el Equipo aquí propuesto es económicamente costeable.

Costo aproximado del recipiente recuperador:

D interno = 1.58 m y L = 3.02----- \$ 160,000.00

Costo aproximado de los Accesorios.-

1 válvula automática para control de nivel -
de Condensado, de 8"----- 41,200.00

10 Válvulas de compuerta de 10", Mat. Acero
al carbón.----- 140,000.00

1 válvula de Seguridad de Orificio Q----- 35,100.00

1 medidor de Nivel de 4 ft de long. equipado
con cristales de alta resistencia----- 2,640.00

1 control de Nivel equipado con pierna para
flotador----- 12,200.00

1 manómetro con carátula de 4.5 pulg. de diá
metro rango de 0 a 70 Kg/cm²----- 500.00

1 termómetro con rango de 0 a 100°C equipado
con termopozo----- 800.00

11 Codos de 90 ° de 8" de Diámetro----- 16,500.00

2 Bombas de 100 Hp----- 50,000.00

2 Válvulas de retención -----	\$ 30,000.00
7,000 m. de Tubería de 8" céd. 80 Acero al Carbón-----	1,740,000.00
40 m. de Tubería de 6" ced. 80 Acero al -- carbon-----	10,000.00
Válvula de compuerta de 3 pulg.-----	7,200.00
Válvula de Globo para directo de automática de 8"-----	15,000.00
4 válvulas de globo de 3/4 pulg. roscadas - (tomas de medidores de nivel) -----	1,600.00
1 válvula automática para control de Pre--- sión-----	50,000.00
20 m. de Tub. de 8" céd. 80, para conectar la válvula de seguridad a la red de desfo-- gue al quemador-----	5,400.00
Otros Accesorios (niples, bridas, juntas , Coples) ----- .	20,000.00
C O S T O T O T A L D E L E Q U I P O	\$2,338,140.00

COSTO DE LA INSTALACION DEL EQUIPO.-

La instalación del equipo estará a cargo de la Gerencia de Proyectos y construcción de PEMEX. Por lo que, sólo se considerarán como gasto de instalación los ocasionados por pagos de salarios al personal.

De acuerdo con la experiencia que se tiene en el Departamento de Construcción y Mantenimiento (confidencial), y haciendo un balance del personal que se requiere para la instalación del Equipo (soldadores especialistas, ayudantes de soldador, obreros generales, cabos de maniobras. operadores de grúa, Ingeniero Civil para supervisar la instalación etc.) se estima un Costo de Instalación de -----
\$ 750,000.00.

La instrumentación y demás accesorios serán instalados por -- personal adscrito a esta empresa.

COSTO DE INVERSION:

Costo total del equipo-----	\$	2.338,140.00
Costo total de Instalación-----	\$	750,000.00
<u>T O T A L</u>	<u>\$</u>	<u>3.088,140.00</u>

VALOR APROXIMADO DE LOS HIDROCARBUROS RECUPERADOS.

Cantidad de Hidrocarburos Líquidos recuperador: 1,000 Bls/día
5614.6 ft³/día
158.99 m³/día
42,000 Gal/día

El valor de Compra de gasolina cruda por ft³, es aproximadamente de :
\$ 9.95.

entonces se tiene: el valor de la cantidad de hidrocarburos recuperados:

$$5,614.6 \text{ ft}^3 \times \frac{\$9.95}{\text{ft}^3} = \$ 55,865.27$$

TIEMPO QUE SE REQUIERE PARA RECUPERAR LA INVERSION.

Valor recuperado: por día: \$ 55,865.27

Valor recuperado por mes: \$ 55,865.27 x 30 \$ 1.675,958.10

Como la inversión es de \$ 3.088,140.00, el tiempo de recuperación de ésta es de UN MES y 26 días.

INVERSION-----\$ 3.088,140.00

$\frac{\$ 55,865.27}{\text{día}} \times 56 \text{ días} \qquad \qquad \qquad \$ 3.128,455.1$

Notas :

Todas las cantidades indicadas están dadas en Pesos (M.N.)

Todas las cantidades estan a Precios **actuales** (1977)

CONCLUSIONES Y OBSERVACIONES.

- 1.- De acuerdo con la comparación entre el costo de la Inversión que es de \$ 3,088,140.00, y el costo de los Hidrocarburos Recuperados por día (\$ 55,865.27), se tiene que el Tiempo de recuperación de la Inversión es de un mes y 26 días; ésto da una idea de la gran Viabilidad del Proyecto, ya que este Tiempo es relativamente corto y la Empresa PEMEX puede cubrir fácilmente el valor de la Inversión sin tener que hacer préstamos.
- 2.- Se dejarán de quemar 5614.6 ft³/día de Hidrocarburos que contaminen el ambiente.
- 3.- Es necesario hacer incapié en que los Cálculos se hicieron sobre la base de Recuperar 1,000 Barriles/día de Hidrocarburos.
- 4.- No se hizo un análisis Económico más amplio debido a que los Hidrocarburos Recuperados no se van a procesar (Endulzar) en la Bateria sino que son enviados juntos con los obtenidos en las demás Baterias al Complejo Petroquímico de Cactus Chiapas.

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

- 1.- Petróleos Mexicanos
El Petróleo
Edición 1976

- 2.- Sección de Estadística y Sección de Control de Calidad de Hidrocarburos. Departamento de Ingeniería de Producción.
Resumen de Obras Capitalizables.
PEMEX. Villahermosa, Tab.

- 3.- J. Nolasco M.
Eliminación de Líquidos y Polvos en Gasoductos y Redes de Distribución.
Revista IMP. vol. V # 3 Julio 1973

- 4.- Catálogo EPN Sociedad Anónima
Diseño, Fabricación e Instalación de Equipo Industrial.

- 5.- Petróleos Mexicanos
Boletín de Seguridad Industrial para Limpieza de Tanques de Almacenamiento.
1976

- 6.- Enrique Castro Septiém.
Diseño y Optimización de un Sistema de Enfriamiento Combinado para corrientes de Proceso.
Tesis Profesional. U.N.A.M. 1975

- 7.- Federico G. González y Vega
Separadores Gas-Crudo en la Industria Petrolera
Tesis Profesional. U.N.A.M. 1973

- 8.- Cook E. M.

Air Cooled Heat Exchangers

Chemical Engineering. May 25, July 6, August 3 1964.

- 9.- American Petroleum Institute
Air-Cooled Heat Exchanger for general Refinery Services
Agosto 1970/
- 10.- Hydrocarbon Processing
How many tube rows for Air Cooled Exchanger
Junio 1966
- 11.- Chemical Engineering
Estimating Air-Cooled Exchangers Made Easy
Febrero 1961
- 12.- Irma Ramos Santana
Instalación de un Cambiador de Calor de Superficies Extendidas
Tesis Profesional. U.N.A.M. 1977
- 13.- Donald Q. Kern.
Procesos de Transferencia de Calor
Ed. Continental, S.A.
tercera edición en español 1970.
- 14.- H. S. Bell
Refinación del Petróleo
Ed. Diana S.A.
Primera Edición 1965
- 15.- The Institute of Petroleum
Moderna Tecnología del Petróleo
Ed. Reverte, S.A.
Primera Edición 1963.

- 16.- W. L. Nelson
Petroleum Refinery Engineering
Mc. Graw Hill Kogakusha, LTD.
Fourth Edition.
- 17.- Perry. John H.
Chemical Engineer's Handbook
Mc Graw Hill Book Company INC
Fourth Edition
1963.
- 18.- Natural Gas Processing Suppliers Association (NGPSA).
Engineering Data Book
1972.
- 19.- Petróleo Internacional
Recuperan Condensado de Gas de Baja Presión
Diciembre 1976 Revista
- 20.- Eduardo Segovia Rivero
Recuperación de 576.5 Bls/día de Hidrocarburos (Gasolina Natural)
condensados en los Gasoductos de Recolección, mediante un Sistema
Semi-automático, en el Distrito de Poza Rica.
Revista Ingeniería Petrolera.
- 21.- Hector H. Salgado González
Cálculo del Equipo necesario para la recuperación de Hidrocarburos
Condensados durante la Limpieza de los Gasoductos que Abastecen -
a la Unidad Petroquímica la Venta Tab.
Tesis Profesional. U.N.A.M. 1973
- 22.- Catálogo ASME

ASME CODE UNFIRED PRESSURE VESSELS.

Sección VIII, División I.

- 23.- Vilbrandt y Dryden**
Ingeniería del Diseño de Plantas Industriales
MC Graw Hill Book Co. INC. 1966
- 24.- Peters Mac. S.**
Design and Economics for Chemical Engineers
Segunda Edición
1966



TESIS "CLASICAS"

PASEO DE LAS FACULTADES 32-D
FRACC. COPILCO UNIVERSIDAD
CIUDAD UNIVERSITARIA 20. D. F.