

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA QUIMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS **I. P. N.**

OBTENCION DE LA TURBOSINA APROVECHANDO
LAS INSTALACIONES DE PEMEX EN LA
REFINERIA DE MINATITLAN

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO PETROLERO

P R E S E N T A

LEONEL MOISES SIGUENZA ROBLES

MEXICO D. F.

1962

A la memoria de mi madre y mi hermano a quien Dios
privó el derecho de ver realizado sus deseos

Con respeto, admiración y cariño a mi Padre

Con veneración y agradecimiento a mis abuelitos
Verdaderos realizadores del presente trabajo

Con estimación a todos mis tíos y tías

Con cariño a mi hermanita

Con adoración a mi Esposa y mi hijo quienes
con sus ternuras han sabido darme la mayor alegría

Al conjunto de personas quienes en mi vida
estudiantil fueron motivo de estímulo a
fin de cristalizar mis esfuerzos

A mis apreciables maestros
por sus sabios consejos

A mis amigos y compañeros de labores
por su valiosa ayuda en el
presente trabajo

Al Instituto Politécnico Nacional
E. S. I. Q. I. E.



SECRETARIA
DE
EDUCACION PUBLICA

INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA QUIMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS
UNIDAD DE ZACATENCO N° 3 TELS 17-61-85 Y 17-61-89

MEXICO 14 D F , a 18 de octubre de 1962.

DEPENDENCIA	SECRETARIA
Nº DE OFICIO	639
EXPEDIENTE	PASANTES

ASUNTO: Se le comunica tema de tesis.

AL C. LEONEL SIGUENZA ROBLES,
Calz. México Tacuba # 16-2,
MEXICO 17, D.F.

Tengo el agrado de dirigirme a usted, para manifestarle que el señor Ing. Rubén Lemus Barrón, Profesor de esta Escuela, ha propuesto a la Dirección de la misma el tema que habrá usted de desarrollar como prueba escrita en su tesis profesional el cual me permito transcribirle:

"OBTENCION DE LA TURBOSINA APROVECHANDO LAS INSTALACIONES DE PEMEX EN LA REFINERIA DE MINATITLAN".

- I.- Introducción.
- II.- Condiciones de Operación Normal de la Planta la.
- III.- Obtención de la Kerosina Base Turbosina.
- IV.- Condiciones de Operación Modificada.
- V.- Tratamiento de la Kerosina Base Turbosina.
- VI.- Cálculos.
- VII.- Consideraciones Económicas.
- VIII.-Conclusiones.

En su oportunidad deberá usted presentar en la Secretaría de la Escuela el borrador de su tesis en SIETE TANTOS, con objeto de que los maestros designados como Sinodales, lo revisen y en caso aprobatorio pueda usted proceder a su impresión.



Atentamente,
EL DIRECTOR,

ESC. SUPERIOR DE INGENIERIA
QUIMICA E INDUSTRIAS
EXTRACTIVAS
DIRECCION

Luis A. Torres Haedo.

AL CONTESTAR ESTE OFICIO CITENSE
LOS DATOS CONTENIDOS EN EL CUADRO
DEL ANULLO SUPERIOR DERECHO

CEF.

T E M A N o . 1 .I N T R O D U C C I O N .

La Refinería de Minatitlán se encuentra situada en la Ciudad que lleva su nombre; localizada en el sureste del estado de Veracruz y a la orilla del río Coatzacoalcos.

Esta refinería se construyó en este lugar para procesar el petróleo crudo que se encuentra en la zona del Istmo de Tehuantepec y su construcción fué planeada de tal manera que elaboraba -- productos destinados principalmente al mercado de exportación.

Siendo ahora el principal objeto de Petróleos Mexicanos -- abastecer primordialmente a nuestro País, hubo necesidad de modificar el equipo de la refinería con el fin de poder surtir la -- gran demanda de los diversos productos que nuestros mercados y -- nuestras necesidades reclaman.

La principal función a desempeñar de dicha refinería es -- abastecer tanto la zona del sureste de la República como la zona de la costa del Pacífico y para poder satisfacer esta última cuenta con una línea de tubería (Oleoducto Transistmico) para bombear productos desde la Ciudad de Minatitlán Veracruz, hasta el puerto de Salina Cruz; Oaxaca.

Con las obras de modernización llevadas a cabo en la refinería ahora es posible satisfacer las demandas de productos tanto en calidad como en cantidad.

Este equipo moderno que vino a substituir al anterior se diseñó en tal forma que procese mezclas de los crudos disponibles y den rendimientos totales de productos equilibrados con las demandas, de tal manera que no se tengan sobrantes o faltantes de algunos de ellos.

Con ésta modernización la capacidad de la refinería ha sido elevada de 24,000 Bls/día a 85,380 Bls/día cantidad que garantiza con amplitud el abastecimiento de las zonas a su cargo.

La nueva refinería cuenta ahora con dos unidades de destilación primaria, una planta de desintegración catalítica (THER/MOPOR) una planta de recuperación de gases, una planta de polimerización catalítica, una planta estabilizadora de crudo y una -- planta combinada, estas plantas producen:

Gases licuados, Gasolinas, Kerosinas, Gasóleos, Residuos Lubricantes Etc. Etc.

gación Aérea, es así como Petróleos Mexicanos ha tenido la necesidad de producir y lanzar al mercado otro producto que viene a substituir al Gas-Avión en algunos motores, éste combustible tendrá -- su aplicación en los modernos aviones de retroimpulso (JETS).

Este combustible llamado TURBOSINA ofrecerá mayores ventajas que el anterior, tales como mayor economía; ya que la base para su obtención será una kerosina, que es mucho mas barata que la gasolina, se eliminará el uso del tetraetilo de plomo que resulta demasiado caro por ser un producto de importación y además menores gastos de mantenimiento en las máquinas.

La elaboración de la TURBOSINA fué necesario debido a que los equipos modernos como los jets, demandan para su correcto funcionamiento una mejor calidad en el combustible y la TURBOSINA reúne todas las cualidades y especificaciones necesarias a un bajo costo.

AJUSTE DE LA PLANTA PRIMARIA.

(CONDICIONES DE OPERACION PARA LA OBTENCION DE TURBOSINA)

El diseño de esta planta de destilación primaria de 25,000 Bls/día se hizo tomando en cuenta dos crudos típicos uno pesado, el de Ordoñez de 18.6 °A.P.I. de la zona norte y uno ligero, el de Rabón Grande de 32.5 °A.P.I. de la zona sur, de tal manera que las plantas puedan manejar cualquiera de ellos o una mezcla en -- cualquier proporción de los dos; una operación bien balanceada -- con rendimientos optimos es de 65 % de Rabón Grande y 35 % de Ordoñez que dan una mezcla de 27.3 °A.P.I.

- PROCESO -CONDICIONES NORMALES.

El crudo se envía desde tanques de almacenamiento a la -- planta de destilación por medio de bombas localizadas en la Casa Central de Bombas; pasando en primer lugar a un cambiador de calor en contra corriente con el gasóleo que viene de la planta en donde se precalienta hasta unos 70 ó 75 °C, de ahí pasa a otro -- cambiador de calor en donde sigue cambiando calor con el reflujo lateral que viene de la torre fraccionadora, aquí el crudo consigue elevar su temperatura hasta unos 120 °C, debe tenerse en cuenta que el crudo no eleve demasiado su temperatura en este paso -- porque puede presentarse una vaporización en la desaladora.

Se le inyecta vapor a la entrada de la Desaladora y la -- emulsión resultante, se rompe por medio de una corriente eléctrica; en algunas ocasiones se le agrega un desemulsificante, el agua separada se lleva las impurezas, sales disueltas y se descarga en el drenaje por medio de una válvula de purga en el fondo de la desaladora; ésta unidad trabaja con una eficiencia de 95 % desalado.

El crudo desalado vuelve a intercambiar calor con el crudo recaudo en un banco de cambiadores de calor hasta elevar su temperatura a unos 250 °C, con ésta temperatura llega al calentador dividido en cuatro corrientes que con flujo controlado entran a los cuatro serpentines del calentador; la suma de los cuatro -- determina la carga al calentador.

El calentamiento del crudo se efectúa por medio de 18 quemadores que pueden utilizar gas combustible o aceite atomizado con vapor, de aquí el crudo sale a una temperatura de unos 350 °C, con la cual llega a la torre de destilación en donde por diferencia de volatilidades se separan cuatro fracciones;

GASOLINAS , KEROSINAS, GASOLEOS Y CRUDO REDUCIDO O RESIDUO.

- P R O D U C T O S . -

GASOLINA.- La gasolina se obtiene como vapores en el domo de la torre con pequeñas cantidades de gas, este se condensa en un enfriador pasando enseguida al acumulador de gasolina que opera a control de nivel; la temperatura final de ebullición de éste producto se controla por medio de un controlador de temperatura que acciona un control de flujo hasta tener la temperatura deseada, el gas no condensado se manda al quemador.

KEROSINA.- La kerosina se extrae del plato número 17 de la torre fraccionadora con un control de nivel en el agotador, la kerosina pasa a un enfriador y puede enviarse a endulzamiento con cloruro cúprico en la planta perco o directamente a tanques de almacenamiento.

GASOLEO.- Idénticamente que en la forma anterior, se extrae el gasóleo del plato número 9 de la torre fraccionadora bajo control de nivel del agotador respectivo; este producto intercambia calor con el crudo que viene de los tanques de almacenamiento a proceso, se enfría y a tanques.

RESIDUO.- El crudo reducido se agota con vapor en el fondo de la torre fraccionadora, se extrae a control de nivel, cambia calor con el crudo y se manda a la planta preparadora de carga de la planta Catalítica Thermoform o se enfría y se manda a tanques de almacenamiento,

O B T E N C I O N D E L A T U R B O S I N A .

Para preparar la TURBOSINA; se destilará en la planta primaria una kerosina que tenga mas del 30 % de su destilación A.S.T.M.- a 200 °C, para obtener una temperatura de congelación no mayor de -50 °C.

Las temperaturas de la torre fraccionadora de la planta primaria para carga de más o menos 25,000 Bls/día se deben ajustar a las siguientes condiciones:

Temperatura del domo.- Se debe ajustar para elaborar una gasolina de más o menos 185 °C de temperatura final de ebullición.

Temperatura de extracción del plato de kerosina.- Bajar la extracción de kerosina para ajustar una temperatura de más o menos 165° en el plato.

Temperatura de extracción del plato de gasóleo.- Aumentar la extracción al máximo que permita el color, congelación, etc.etc. del producto; En estas condiciones, las cantidades de destilados (Gasolina, Kerosina y Gasóleo) suman igual cantidad a las obtenidas en condiciones normales de operación.

La producción de kerosina-base TURBOSINA para una planta primaria es alreceptor de unos 3,000 Bls/año.

A continuación se exponen los resultados experimentales encontrados en la obtención de la TURBOSINA por corte directo del crudo "Istmo Parafinoso" usualmente refinado en la planta primaria de ésta refinería, la muestra fue tomada después de haber sufrido la carga el proceso de Desalado.

El trabajo se desarrolló en la siguiente forma:

a).- Se procedió a efectuar un análisis del crudo y destilación -- Hempel del mismo para dar una idea de las temperaturas adecuadas para efectuar los cortes en la Destilación Técnica.

b).- Se efectuó la Destilación Técnica usando en el fraccionamiento las columnas indicadas para el caso.

c).- En la destilación técnica se ajustaron los productos como se indica a continuación.

<u>PRODUCTO</u>	<u>GASOLINA</u>	<u>TURBOSINA</u>	<u>GASOLEO</u>	<u>RESIDUO</u>
Temperatura final ebullición	205	293	366	----
% Rendimiento-----	20	18	18	43

d).- Se trató una muestra de TURBOSINA con 3 % de H₂SO₄ de 98% de concentración, se neutralizó con 2% de NaOH de 15% de concentración y se lavó con agua; lo anterior se hizo con el fin de estabilizar el producto y cubrir las especificaciones requeridas.

e).- La TURBOSINA y a los productos así obtenidos se les determinó análisis específicos que a continuación se expresan:

ANALISIS DEL CRUDO ISTMO PARAFINOSO (DESALADO) USADO PARA
LA OBTENCION DE LA TURBOSINA

Peso Especifico a 20/4 °C.....	0.863
Gravedad °A.P.I.	31.7
Temperatura de Inflamación P.M. °C.....	10.0
" " " C.A.C. ".....	14.0
" " Ignición ".....	16.0
Viscosidad S.U. 21.1 °C segundos.....	72.0
" " 25.0 " ".....	68.0
" " 50.0 " ".....	45.0
Agua y Sedimento %.....	0.2
" por Destilación %.....	0.1
Temperatura de congelación °C.....	-15
Carbón Conradson %.....	4.21
Cenizas %.....	0.02
Azufre %.....	1.18
Sal Lbs/1000Lbs.....	19.6

D E S T I L A C I O N H E N P E L .

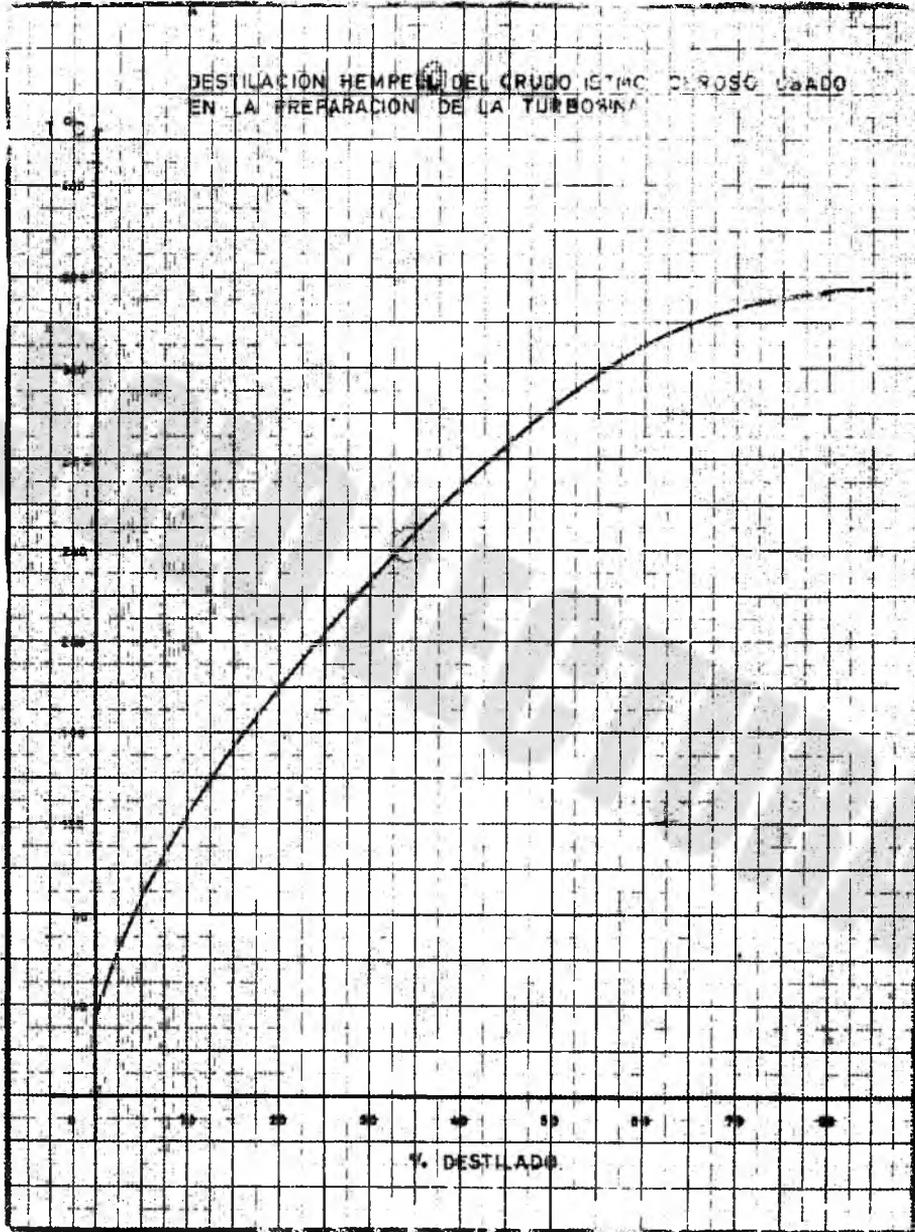
CRUDO ISTMO PARAFINOSO USADO PARA LA OBTENCION DE LA TURBOSINA

Temperatura Inicial de Ebullición	39 °C
5 % Destila a.....	96 "
10 " " ".....	119 "
20 " " ".....	169 "
30 " " ".....	219 "
40 " " ".....	261 "
50 " " ".....	312 "
60 " " ".....	325 "
70 " " ".....	349 "
80 " " ".....	363 "
Temperatura Máxima.....	368 "

En el presente trabajo se dan a conocer los resultados de operación y Laboratorio obtenidos en las corridas experimentales efectuadas en la Unidad de Destilación Primaria; con el objeto de obtener TURBOSINA por corte directo de petróleo crudo Istmo Parafinoso.

De acuerdo con el trabajo experimental de laboratorio se llevaron a cabo los siguientes pasos:

DESTILACION HEMPEL DEL CRUDO ISIMC. CASO UGADO
EN LA PREPARACION DE LA TURBORINA



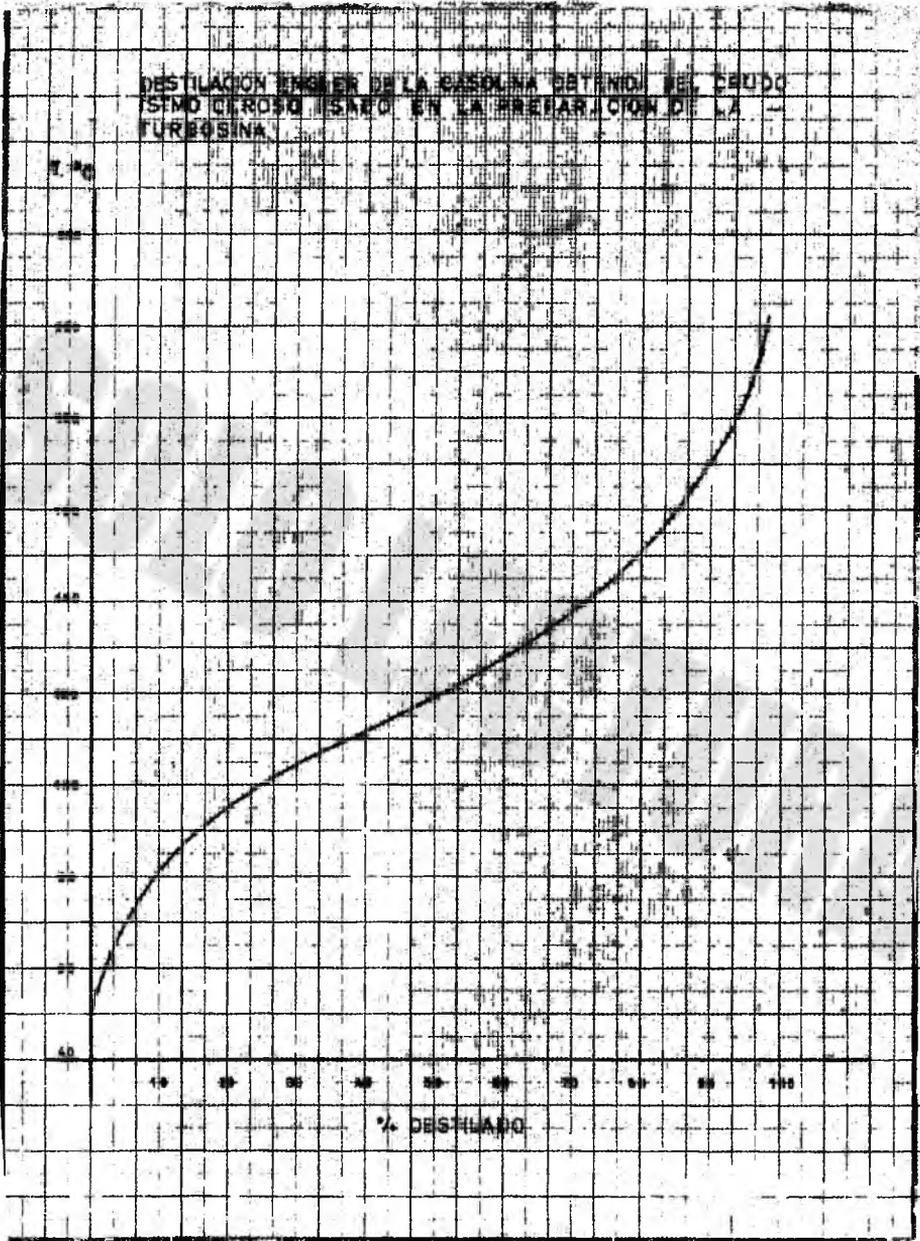
DESTILACION ENSEER DE LA GASOLINA OBTENIDA DEL CRUDO
SINO CEROSO USADO EN LA PREPARACION DE LA
TURBOSINA.

T. °C

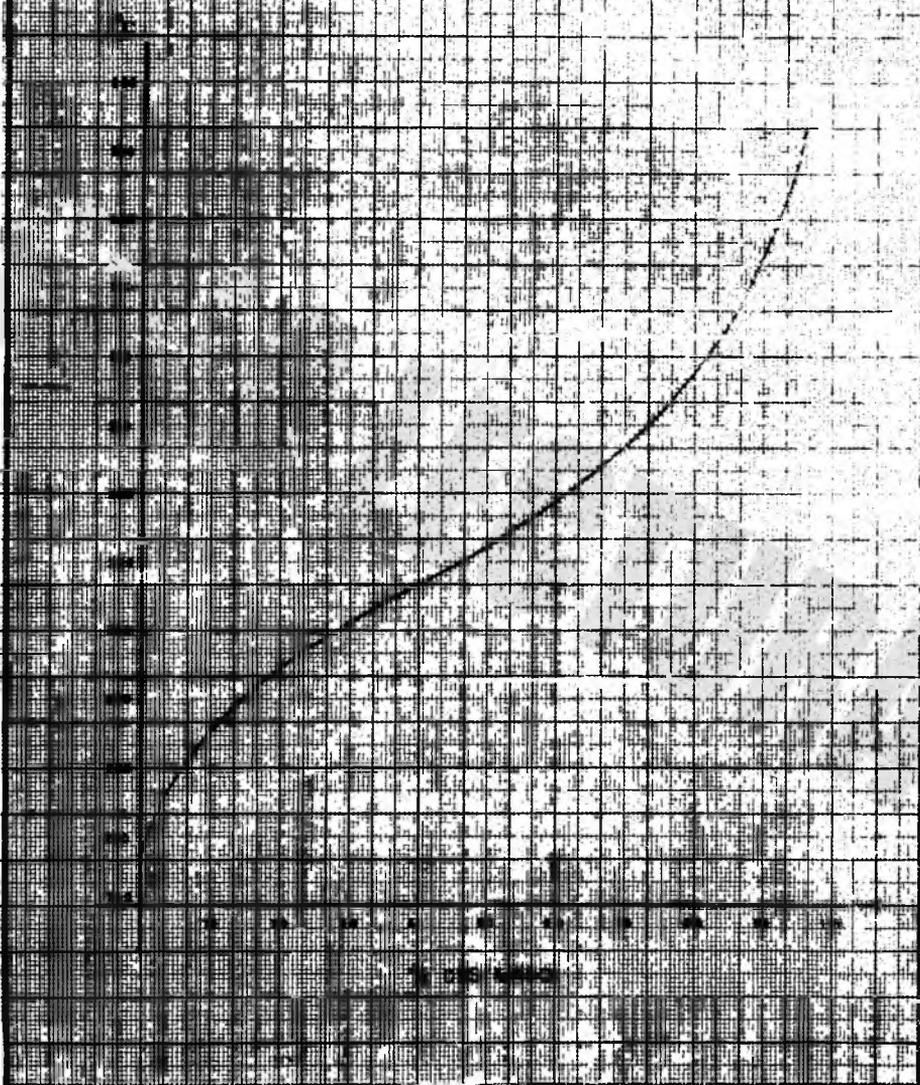
300
280
260
240
220
200
180
160
140
120
100
80
60
40

10 20 30 40 50 60 70 80 90 100

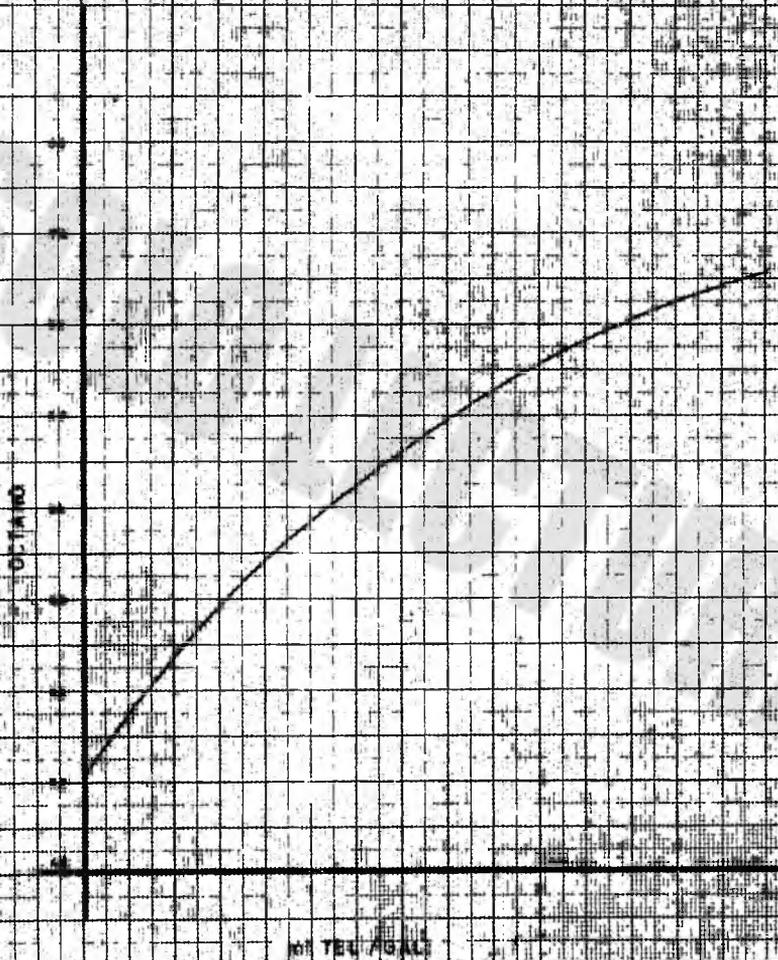
% DESTILADO



DESVIACION SAIGOT DEL BASOLEO OBTENIDO DEL CRUX
ALVO CENICAO USADO EN LA PREPARACION DE LA TURBOSINA



SUSCEPTIBILIDAD AL TEL. DE LA GASOLINA OBTENIDA
DEL CRUQUÍSTIMO CEROSO USADO EN LA PREPARA-
CIÓN DE LA TURBOCINA



I).- Modificación de condiciones de operación de la planta primaria para obtener TURBOSINA.

II).- Análisis y tratamiento experimental de laboratorio al producto obtenido.

III).- Análisis de la TURBOSINA tratada con Arena Clareolita.

IV).- Afinación de las condiciones de operación modificadas para -- ajustar el producto a las especificaciones requeridas.

V).- Análisis de las nuevas TURBOSINAS obtenidas antes y después de tratar.

VI).- Corridos experimentales complementarios y observaciones sobre los datos de operación obtenidos.

(I)

OBTENCION DE LA TURBOSINA POR VARIACION DE LAS CONDICIONES DE //--
OPERACION PARA LA EXTRACCION DE KEROSINA EN LA PLANTA PRIMARIA .--

En ésta planta se procesa crudo "Istmo Parafinoso" del sur -- y en su torre fraccionadora normalmente se obtienen tres cortes de productos de los cuales se muestran a continuación sus correspondientes análisis típicos:

P R U E B A	Gasolina	Kerosina	Gasólio
Peso Específico 15.6/15.6 °C	0.715	0.800	0.844
Temperatura de inflamación "	-----	58	68
" " Congelación "	-----	-----	-3
Color Saybolt	- 30	- 24	-----
" Unión	-----	-----	1

DESTILACION A. S. T. M.

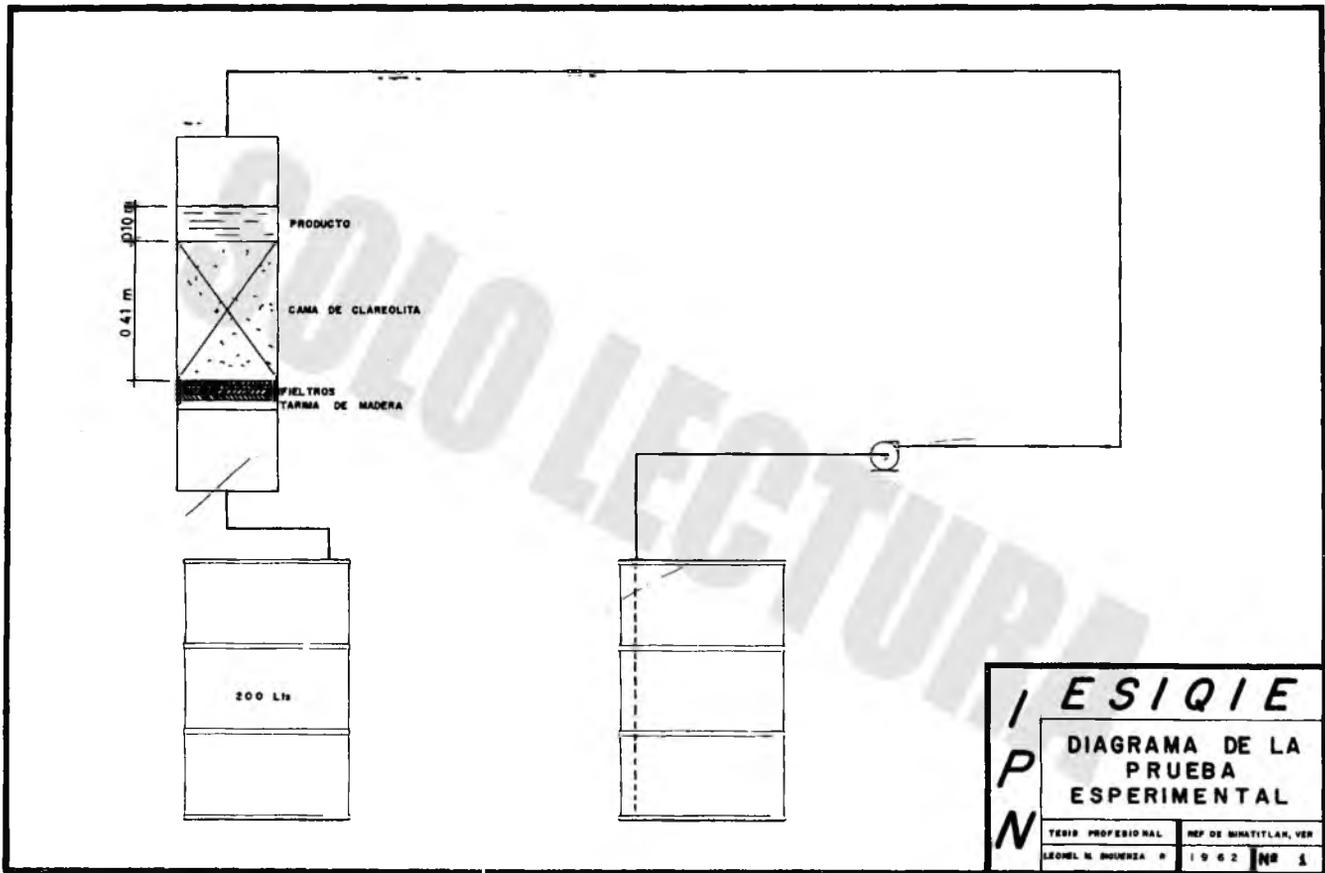
PRUEBAS:	Gasolina	Kerosina	Gasleo
Temperatura Inicial de Ebullición	39	156	180
El 10 % destila a °C.....	68	194	270
" 20 % " " " "	82	202	285
" 30 " " " " "	91	209	295
" 40 " " " " "	104	215	304
" 50 " " " " "	116	221	313
" 60 " " " " "	126	227	321
" 70 " " " " "	137	236	331
" 80 " " " " "	148	245	345
" 90 " " " " "	163	259	365
Temperatura final de Ebullición...	180	285	393
% Destilado a 200 °C	---	17	---

Tomando como base las destilaciones técnicas experimentales efectuadas en el laboratorio, se procedió a modificar las condiciones de operación en la planta primaria al efectuarse las corridas experimentales con el objeto de obtener TURBOSINA por extracción directa de su torre rectificadora en el plato correspondiente a la extracción de kerosina.

El motivo de variar las condiciones de operación, fué la de obtener un producto similar al obtenido normalmente (kerosina) pero con la característica de poseer una volatilidad mas elevada a una temperatura de 200 °C en la Destilación A.S.T.M. puesto que la kerosina normalmente obtenida tiene una volatilidad inferior al 20 % especificado para la TURBOSINA como se puede ver en su análisis típico.

CONDICIONES DE OPERACION NORMAL Y MODIFICADA.

CORRIDA No.	----- 1
OPERACION	N O R M A L	MODIFICADA
Carga crudo a la planta His.....	26,400	26,404
Temperatura salida del calentador °C.	322	322
Extracción de Gasolina en lbs.....	6,800	6,500
" " Kerosina "	4,050 (TURBOSINA)	3,800



T O L E R A N C I A A L A G U A . /

P R U E B A S	TURBOSINA CORRIDA No. 1	ESPECIFICACION
Cambio de Volúmen ml.....	0.75	1.0 Mlx.
Norma de Interfase	1 b	1 "
Índice de Bromo.....	2.63	5 "
Olefinas %	1.70	5 "
Aro máticos %	8.34	20 "
Color (SAYBOLT)	+ 26	4R;5Y/4.5R;

(SE CARUCE DEL COLORIMETRO LOVIBOND).-

Del análisis anterior se saca como consecuencia, que el --- producto obtenido pasa la mayor parte de las especificaciones de la TURBOSINA, exceptuando las siguientes:

- 1).- El contenido de Azufre mercaptánico es mas alto que el especificado.
- 2).- La temperatura de congelación no alcanza el valor requerido.
- 3).- El producto tiene caracter ácido.

Con el fin de corregir estas anomalías se procedió por un lado a someter el producto obtenido a tratamiento experimental de laboratorio para bajar su contenido de azufre mercaptánico y neutralizarlo; por otro lado se modificaron de nueva cuenta las condiciones de operación de la planta para alcanzar por variación de la composición del producto la temperatura de congelación requerida.

TRATAMIENTO EXPERIMENTAL DE LABORATORIO

La TURBOSINA fué tratada percolándola con reactivo cúprico -- con ello se bajó la cantidad de azufre mercaptánico por la transformación de los mercaptanos a disulfuros, pero como consecuencia de dicho tratamiento, se originó que la TURBOSINA quedara fuera de normas de especificación de tolerancia al agua (Norma de Interfase).-- debido al cobre y a otras impurezas adquiridas en su paso a través del percolador; tambien el color varió quedando amarillento el producto y fuera de especificación en este respecto, pero por otro lado se obtiene el beneficio de que se elimina su caracter ácido quedando el producto neutro.

Para corregir las nuevas anomalías, se procedió a percolar - la TURBOSINA con tierra Clareolita obteniéndose como veremos un producto que cubre todas las especificaciones excepto la temperatura de congelación.

ANALISIS DE LA TURBOSINA TRATADA EN LA CORRIDA No 1

P R U E B A S	KEROSINA TDA. (REAC. CUPRICO)	KEROSINA TDA. C/Cl. de Percolita	ESPECIFIC. TURBOSINA
Peso específico 15.6/15.6 °C..	0.804	0.804	0.755/0.825
Densidad °A.P.I.....	43.6	43.6	40.0/51.0
Poder Calorífico neto cal/gr...	10,349	10, 349	10,167 Mfn

D E S T I L A C I O N A . S . T . M .

Volatilidad a 200 °C.,.....	22	22	20 Mfn.
Temperatura final de ebullición °C	284	284	300 Máx.
Residuo de la Destilación %.....	1.2	1.2	2.0 "
Pérdida " " " "	0.8	0.8	1.5 "
Viscosidad cinemática 17.8 °C cs..	5.5	5.2	6.0 "
Temperatura de inflamación °C.....	47	47	43 Mfn.
Azufre total %	0.22	0.22	0.4 Máx.
" Mercaptánico %	0.0042	0.0042	0.005 "
Corrosión 2 horas a 100 °C	1	1	1 "
Goma preformada mgs/100ml.....	1.6	1.6	3 "
" Acelerada 16 horas mgs/100 ml.	2.3	2.3	6 "
Temperatura de congelación °C	-45	-45	-50 "
Acidez mg.KOH/ gr.....	N A D A	N A D A	N A D A

T O L E R A N C I A A L A G U A

Cambio de volúmen en ml.....	0.75	0.75	1 Máx.
Norma de interfase.....	2	1	1 b
Índice de Brome	2.63	2.63	5 Máx.
Olefinas %	1.70	1.70	5 "
Aromáticos % ,.....	8.34	8.34	20 "
Color (SAYBOLT)	+ 16	+ 26	4R;5Y/4.5R

LA ESPECIFICACION DE COLOR ESTA PEDIDA SEGUN LA ESCALA LOVIBOND.

-IV.-

MODIFICACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION PAR. AJUSTAR LA
TEMPERATURA DE CONGELACION DE LA TURBOSINA.

La tendencia al modificar las condiciones de operación fué variar la composición del producto de tal modo que aumentara su volatilidad a 200 °C en su destilación A.S.T.M. y que bajara su temperatura final de ebullición en la misma destilación sin que por ello se salga el producto de las especificaciones ya satisfechas.

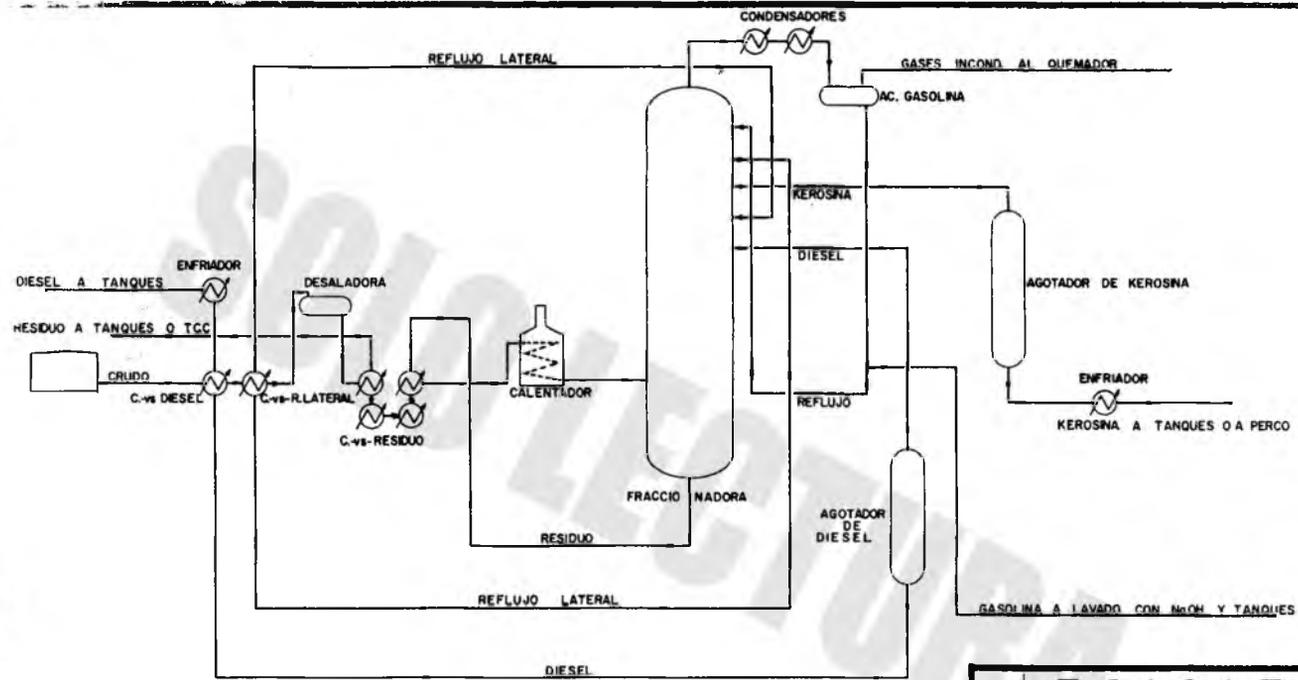
DATOS DE OPERACION OBTENIDOS EN TRES CORRIDAS EXPERIMENTALES

CORRIDA No.	OPERACION	2		3		4	
		Normal	Modif.	Normal	Modif.	Normal	Modif.
	Carga a la planta Bls.	26,400	26,400	26,800	26,800	26,400	26,400
	Temperatura salida Calentador..	321	321	320	320	321	321
	Extracción Gasolina Bls.....	7000	6800	7300	5800	6500	6200
	" Kerosina "	4000	3900	4600	2950	4750	3000
	" Gasóleo "	5200	5400	4480	6790	4200	6450
	Temperatura domo Fraccionadora..	132	132	140	133	136	133
	" Plato de Kerosina °C.	173	160	178	166	174	166
	" " " " .	265	263	270	255	269	247

RENDIMIENTO OBTENIDO EN LA EXTRACCION DE TURBOSINA CON RESPECTO A LA
 EXTRACCION NORMAL

CORRIDA EXPERIMENTAL No. 2.....	97.5 %
" " " 3	64.1 "
" " " 4	63.1 "

Como puede apreciarse en la corrida experimental número 2; el porcentaje obtenido en la extracción de TURBOSINA con respecto a la extracción normal fué de 97.5 %.



I ESIQIE
P DIAGRAMA DE FLUJO
N DESTILACION PRIMARIA

TESIS PROFESIONAL	REP DE MMATILAN, VER
LEONEL M. BUCHEA	1962 Nº 2

-.V.-

ANALISIS DE LAS TURBOSINAS OBTENIDAS EN LAS TRES CORRIDAS EXPERI-
MENTALES EFECTUADAS ANTES Y DESPUES DE TRATAR CON REACTIVO CUPRI-
CO Y TIERRA CLAREOLITA.

L U E S T R A.-	TURBOSINA SIN TRATAR			ESPECIFICAC.
CORRIDAS Nos.--	2	3	4	
Peso Especifico 15.6/15.6 °C.	0.788	0.785	0.791	0.755/0.825
Densidad °A.P.I.	48.1	48.7	47.3	40.0/51.0-
Poder calorifico neto.Cal/gr.	10297	10367	10349	10167 Mín.

D E S T I L A C I O N A.S.T.M.

Temperatura inicial de ebullición	160	159	156	-----
El 10 % Destila a °C	185	182	178	-----
" 20 " " "	192	189	185	-----
" 30 " " "	198	194	190	-----
" 40 " " "	203	198	194	-----
" 50 " " "	208	202	198	-----
" 60 " " "	213	206	202	-----
" 70 " " "	218	211	207	-----
" 80 " " "	225	217	213	-----
" 90 " " "	234	225	221	-----
Temperatura final de ebullición..	253	242	240	-----
Volatilidad a 200 °C	33	54	45	20 Mín.
Residuo de la Destilación %.....	1.2	1.0	1.2	2.0 Máx.
Pérdida de la destilación %.....	0.8	1.0	0.8	1.5 "
Viscosidad cinemática 17.8 °C cs.	4.38	4.75	3.76	6.0 "
Temperatura de inflamación °C....	48	45	47	43 Mín.
Azufre total %	0.185	0.16	0.175	0.4 Máx.

M U E S T R A :- CORRIDAS Nos.-- P R U E B A S .-	TURBOSIDA SIL TRATAR			ESPECIFIC.
	2	3	4	
Azufre mercaptánico %	0.032	0.029	0.016	0.005 Máx.
Corrosión 2 horas a 100 °C	1	1	1	1 "
Goma preformada mgs/100 ml	0.5	0.4	0.6	3 "
" Acelerada 16 horas Mgs/100ML.	1.6	1.5	1.6	6 "
Temperatura de congelación °C....	-51	-53	-51	-50 "
Acidez mgs KOH/gr.....	0.023	0.015	0.015	N A D A

T O L E R A N C I A A L A G U A

Cambio de volumen ml.....	0.8	0.8	0.8	1 Máx.
Forma de interfase	1 b	1 b	1 b	1 "
Índice de bromo	1.34	1.41	1.81	5 "
Olefinas %	0.85	0.84	1.09	5 "
aromáticos %	8.16	7.54	7.41	20 "
Color (SAYBOLT),.....	+19	+20	+20	Lowibond

ANÁLISIS DE LA TURBOSIDA TRATADA CON REACTIVO CUPRICO

Peso específico a 15.6/15.6 °C....	0.788	0.785	0.791	0.775/0.825
Densidad °.P.I.	48.1	48.7	47.3	40.0/51.0
Poucr calorífico neto Cal/gr.....	10297	10349	10349	10167 Min

DESTILACION A.S.T.M.

MUESTRA	TURBOSILA TRATADA			ESPECIFICAC.
	C/REACTIVO CUPRICO			
CORRIDA No.	2	3	4	
Volatilidad a 200 °C	33	54	45	2. Mínima.
Temperatura final de ebullición. °C..	253	242	240	300 Máximo.
Residuo de la Destilación %	1.2	1.0	1.2	2.0 "
Pérdida de " " "	0.9	1.0	0.8	1.5 "
Viscosidad cinemática 17.8 °C cs....	4.8	3.7	4.8	6.0 "
Temperatura de inflamación °C.....	48	46	47	43 Mín.
Azufre total %	0.185	0.16	0.175	0.4 Máximo.
azufre mercaptánico %.....	0.004	0.004	0.004	0.005 "
Corrosión 2 horas a 100 °C.....	1	1	1	1 "
Goma Preformada mgs/100 ml.....	0.5	0.4	0.6	3 "
Goma acelerada 16 horas mgs/100 ml..	2.4	1.6	2.6	6 "
Temperatura de congelación °C	-51	-52	-51	-50 "
Acidez mgs KOH/gr.....	NADA	NADA	NADA	NADA

TOLERANCIA AL AGUA

Cambio de volumen ml.....	0.5	0.5	0.5	1.0 Máx.
Forma de interfase	2	3	2	1 "
Inulce de Bromo	2.57	3.06	2.75	5 "
Olefinas %	1.62	1.83	1.73	5 "
Aromáticos %.....	7.38	5.94	7.27	20 "
Color (SAYBOLT).....	verde	verde	verde	Lovibond

Este color está fuera de especificación y se apreció óptica---mente; anteriormente se había explicado que el color pertenece a la escala Lovibond, pero se carece de este aparato.

M U E S T R A : TRATADA CON REACTIVO CUPRI ESPECIFICAC.
CO Y PERCOLADA CON CLAREO-

<u>C O R R I D A S</u> Nos.	<u>L I T A</u>			
	2	3	4	
<u>P R U E B A S s.-</u>				
Peso Específico a 15.6/15.6 °C..	0.788	0.785	0.791	0.755/0.825
Poder calorífico neto cal/gr..	10297	10367	10349	10167 Mfn.
Densidad °A.P.I.	48.1	48.7	47.3	40.0/51.0

D E S T I L A C I O N A . S . T . M

Volatilidad a 200 °C.....	33	54	45	20 Mfn.
Temperatura final de ebullición	253	242	240	300 Máx.
Residue de la destilación %....	1.0	1.0	1.2	2.0 "
Pérdida de la destilación %....	1.0	1.0	0.8	1.5 "
Viscosidad cinemática 17.8 °C .	4.3	3.4	4.0	6.0 "
Temperatura de inflamación °C..	48	47	48	43 Mfn.
Azufre total %	0.185	0.160	0.175	0.4 Máxi.
Azufre mercaptánico %.....	0.004	0.004	0.004	0.005 "
Corrosión 2 horas a 100 °C ^h	<1	<1	<1	1 "
Gema preformada mgs/100 ml.....	0.5	0.4	0.6	3 "
Gema acelerada 16 horas mgs/100.	2.4	1.7	2.6	6 "
Temperatura de congelación °C...	-51	-52	-51	-50 "
Acidez mgs.KOH/gr.....	NADA	NADA	NADA	NADA.

T O L E R A N C I A A L A G U A

Cambio de volumen en ml.....	0.5	0.5	0.5	1 Máx.
Forma de interfase	1	1	1	1
Indice de bromo	2.57	3.06	2.75	5 Máx.
Olefinas %.....	1.62	1.83	1.73	5 "
Aromáticos %	7.38	5.94	7.73	20 "
Color (SAYBOLT)	+28	+26	+28	Levibond

CONDICIONES DE OPERACION DE CORRIDAS EXPERIMENTALES COMPLEMENTARIAS
EFECTUADAS PARA VERIFICAR LA TEMPERATURA DE CONGELACION DE TURBOSINA

CORRIDAS Nos. OPERACION .-	5		6		7	
	<u>NORMAL</u>	<u>MODIFI</u> <u>CADA</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MODIFI</u> <u>CADA</u>	<u>NORMAL</u>	<u>MODI</u> <u>FI.</u>
Carga crudo a la planta Bls.	23200	23200	23600	24800	25200	25200
Temperatura salida calentador °C	320	320	320	320	320	320
Extracción de gasolina Bls.	6600	6200	6600	6600	6500	6100
" " Kerosina "	3550	2850	3500	3500	3500	3500
" " Gasóleo "	4060	5600	4200	4200	3640	3500
Temperatura dome fraccionadora °C	140	133	138	132	140	133
" plato de kerosina "	180	170	181	170	180	173
" " " Gasóleo "	267	258	267	250	266	252

RENDIMIENTO OBTENIDO EN LA EXTRACCION DE TURBOSINA CON RESPECTO A
LA EXTRACCION NORMAL DE KEROSINA

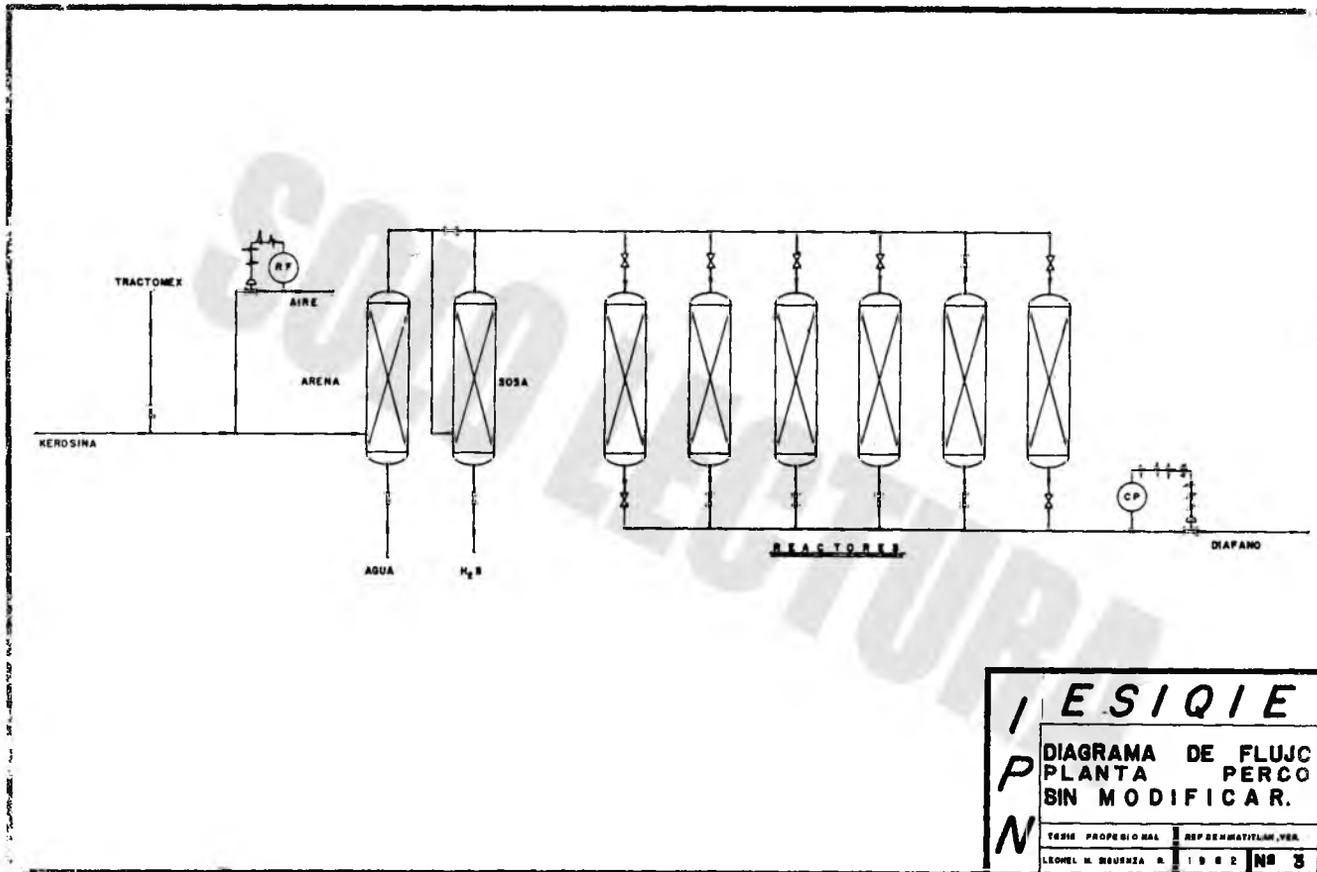
CORRIDA EXPERIMENTAL No.....	5.....	80.3 %
" " "	6.....	100.0 "
" " "	7.....	100.0 "

CONTROL DE LABORATORIO DE LAS TURBOSINAS OBTENIDAS:-

PRODUCTO	TURBOSINA	TURBOSINA	TURBO.
CORRIDA No.	5	6	7
Peso específico a 15.6/15.6 °C	0.790	0.791	0.785
Temperatura de inflamación °C	47	48	46

DESTILACION A. S. T. I.

Temperatura inicial ebullición °C	147	164	148
Temperatura final de ebullición "	251	256	241
Volatilidad a 200 °C	35	36	54
Temperatura de congelación "	-51.0	-52.0	-51.0



RESIQIE
P
N
DIAGRAMA DE FLUJO
PLANTA PERCO
SIN MODIFICAR.

TESIS PROPÓSITO DEL	REP DE MATILAM, VER.
LEONEL M. BAUSHA R.	1982 Nº 3

TRATAMIENTO DE LA KEROSINA BASE TURBOSINA.

De acuerdo con las pruebas experimentales efectuadas en el laboratorio la kerosina base Turbosina para que pase totalmente las especificaciones como Turbosina necesita tratarse en la planta Perco con reactivo cúprico y además percolarse a través de tierra Clareolita.

En la planta Perco para tratamiento de Kerosina por un filtro de arena y otro de sosa en serie con el primero, inyectándole -- aire a la corriente de líquido para pasar en flujo paralelo por recipientes que contienen reactivo cúprico; en la actualidad existen -- ocho de éstos recipientes.

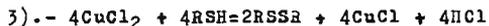
Normalmente la corrida de una planta primaria se trata con el Reactivo Perco para obtener una kerosina de mejor calidad que -- pintada de violeta, se denomina comercialmente como Diáfano.

Parte de la corrida de la planta primaria se envía sin tratar que previamente pintada de verde se denomina comercialmente como Tractomex; o bien se puede mezclar con el diáfano en una proporción de 50 % de cada producto, pasando ésta mezcla también la especificación como diáfano.

El aire que se le inyecta a la entrada de el líquido a -- los reactores tiene por objeto también regenerar en parte el reactivo cúprico de acuerdo con las ecuaciones siguientes:



Combinando las ecuaciones número 1 y 2 tendremos:



Cuando la regeneración del reactivo cúprico ya no es posible entonces se tendrá que cambiar, es decir que el reactivo ya no -- llene los requisitos como tal.

El diáfano incelera cuando proviene de la Kerosina base Tur-

TRATAMIENTO DE LA KEROSINA BASE TURBOSINA

bosina, no llena la especificación como tal, debido a que "noPasa" la norma de interfase.

Por prueba efectuada en el laboratorio, se encontró que un método económico para que la Kerosina base "Turbosina" "Pase" la norma de interfase, es percolando la kerosina tratada a través de una Cama de Clareolita.

Anteriormente se dieron los datos obtenidos en estas pruebas: y a continuación se darán los datos de la prueba experimental siguiendo un método económico obtenido en el laboratorio:

Color unión de la Kerosina sin Percolar +4

Peso de la Clareolita usada	0.500 kgs.
Diámetro del tubo (Cama)	0.06 M.
Area Transversal del tubo (Cama)	0.0028 M ²
Altura de la Cama	0.410 M.
Flujo de Kerosina	10Lts/H.=240Lts/d.=1.509 Hls/d.
Flujo por unidad de Area (M ²)	$3.571 \text{Lts/M}^2/\text{Hr.} = 22.46 \frac{\text{Hls.}}{\text{M}^2 \times \text{Hr.}} = 539 \frac{\text{Hls.}}{\text{M}^2 \times \text{Dia.}}$
Altura del liquido sobre la Cama	0.10 M.
Presión sobre la Cama (Manométrica)	$0.10 \times 0.80 \times 1.000 = 0.008 \frac{\text{kgs.}}{\text{cm}^2}$
Caída de Presión a través de la Cama	$\frac{0.008 \text{ kgs/cm}^2}{0.41 \text{ M}} = 0.0192 \frac{\text{kgs.}}{\text{cm}^2 \times \text{M.}}$
<u>Relación de Barriles de Kerosina</u>	<u>= 3.010</u>
<u>Día Por Kg. de Clareolita</u>	

Se pasaron 200 Lts. de Kerosina tratada a través de la Cama anterior, obteniendo los primeros 40 Lts. con un color de +2l y el resto fué bajando de color pero pasando la prueba de interfase hasta el último litro.

Se propone para Percolar la Kerosina base Turbosina, utilizar los recipientes V-706 y V-707, actualmente destinados a contener reactivo Cúprico; quedarían con los mismos fieltros y tarimas, cambiando el ---

TRATAMIENTO DE LA KEROSINA BASE TURBOSINA.

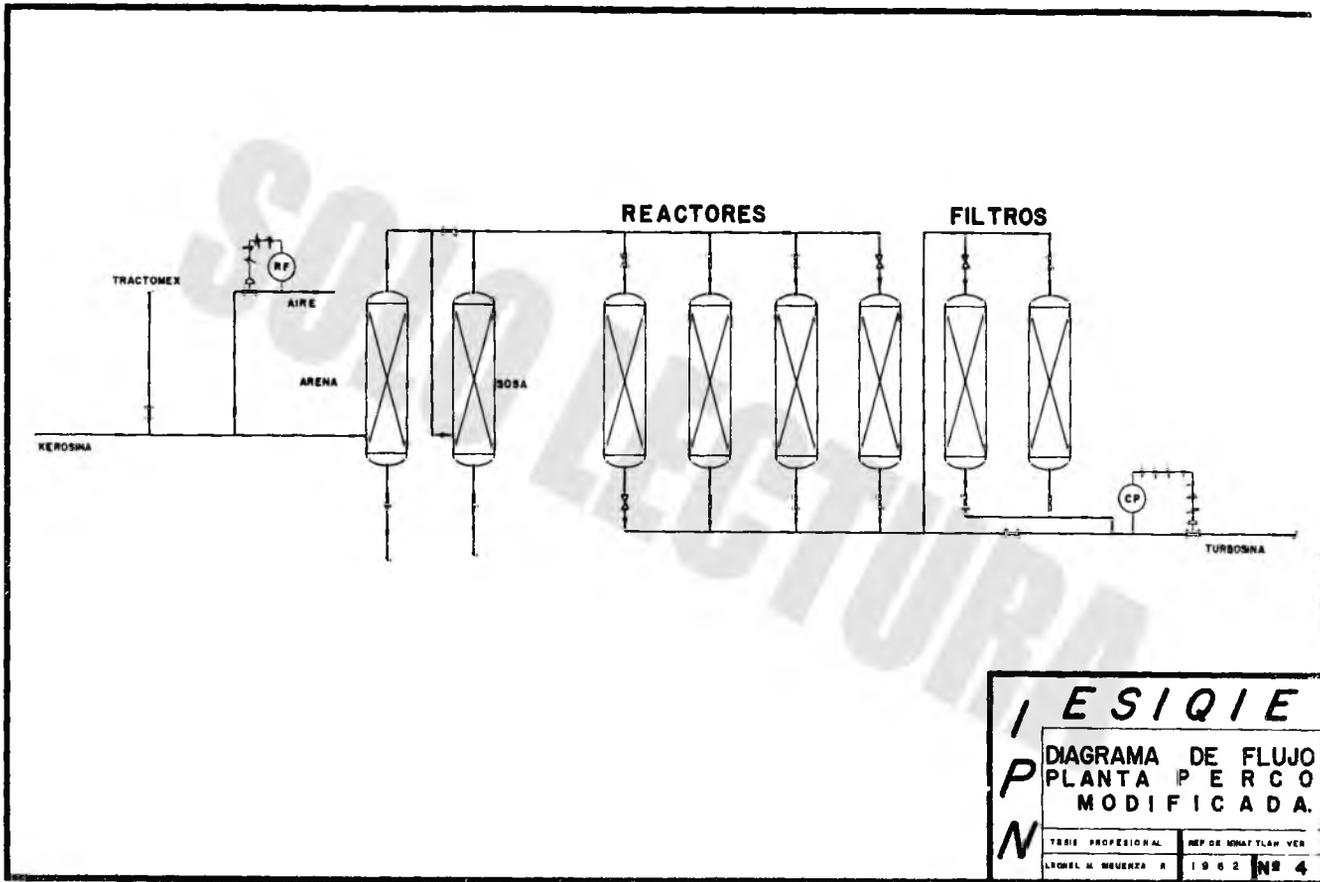
contenido que para el nuevo uso sería Clareolita.

Se tendría que hacer dos conexiones para independizarlos del flujo en paralelo de los otros tratadores y dejarlos conectados para recibir a través de ellos totalmente el flujo de Kerosina tratada con reactivo Cúprico.

Cuando se corriera Diáfano a tanques, se bloquearían los recipientes con Clareolita y se tendrían 6 reactores para tratamiento con reactivo Cúprico.

La preparación de la Turbosina se tendría que programar de acuerdo con su demanda y la demanda de Diáfano para cumplir el requerimiento para cada producto.

De acuerdo con los datos obtenidos experimentalmente, la Cámara de Clareolita de los reactores V-706 y V-707, durarían para unos 4 ó 5 días de corridas a 3.000 Bls/día; durante estos días no se produciría Diáfano y el resto de Kerosina sin tratar producida por las Plantas Primarias se iría como tractomen al tanque de almacenamiento respectivo.



I E S I Q I E
P **DIAGRAMA DE FLUJO**
N **PLANTA PERCO**
MODIFICADA.
 TESIS PROFESIONAL REP DE SONATPLAN VER
 LEONEL M. HUEZENZA A 1962 NR 4

CARACTERISTICAS DE LOS TRATADORES
DE LA PLANTA PERCO (V-706; V-707) USANDOSE CON
CLAREOLITA

Diámetro de la Cama	1.828 Mts.
Altura de la Cama	2.872 "
Flujo de Kerosina por c/Recipiente	1.500 Bls./dfa.
Area de flujo	2.623 M2
Flujo por unidad de Area (M2)	$\frac{1500}{2.623} \frac{\text{Bls.}}{\text{d.} \times \text{M}^2} = 572 \frac{\text{Bls.}}{\text{d.} \times \text{M}^2}$
Densidad aparente de la Clareolita	0.440 Tons/M3.
<u>Volumen de la Cama =</u> <u>l Recipiente.</u>	7.533 M3
Peso de la Clareolita en c/Recipiente	3.314 Tons.
Relación de:	$\frac{\text{Bls. de Kerosina}}{\text{día} \times \text{Kg. de Clareolita}} = \frac{1.500 \text{ Bls.}}{3.314 \times \text{día} \times \text{Kg.}} = 0.452.$

Comparando los datos experimentales con los que se encontraran en la práctica; tenemos:

La relación: $\frac{\text{BLS. de Kerosina}}{\text{día} \times \text{K de Clareolita}}$; es mucho mayor en las pruebas experimentales que lo esperado en la operación práctica, por lo que quedará sobrada la instalación en este aspecto.

Se Percolaron 200 lts. en las pruebas experimentales; de Kerosina que pasaron la prueba de interfase: luego:

$$\frac{200}{159 \times 0.5} = 2.514 \frac{\text{Bls. de Kerosina}}{\text{Kg de Clareolita}}$$

Como tendremos un total de $3.314 \times 2 = 6,628$ Kg. de Clareolita, podremos pasar:

$$6,628 \times 2.514 = 16,660 \text{ Bls. de Kerosina.}$$

De los cuales 20 % saldrán con color arriba de + 2l y se podrían aprovechar como kerosina incolora base insecticida.

$$16,600 \times 0.20 = 3.332 \text{ Bls. de Kerosina base insecticida.}$$

CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LAS CAMAS DE LOS TRATADORES CON
-. CLAREOLITA .-

Por dato experimental sabemos que para una velocidad de flujo de 539 $\frac{\text{Bls.}}{\text{M}^2 \times \text{día}}$ tenemos una Caída de presión de 0.0192 $\frac{\text{Kg}}{\text{Cm}^2 \times \text{M. de}}$ $\frac{\text{Kg}}{\text{Cm}^2}$ y para el tratador y el mismo flujo con una altura - altura de la Cama de Cama de 2.872 M.

$$\Delta P = 2.872 \times 0.0192 = 0.0551 \text{ Kgs/Cm}^2.$$

Para flujo de 572 $\frac{\text{Bls.}}{\text{M}^2 \times \text{día}}$ tendríamos aproximadamente:

$$\frac{(572)^2}{(539)^2} \times 0.0551 = 0.062 \text{ Kgs/Cm}^2.$$

-. SISTEMA DE RECIBO Y ALMACENAMIENTO .-
-. PARA TURBOSINA .-

Se propone utilizar el tanque 304 y el tanque C-10 (Este último) (Corresponde al Area de Lubricantes) como tanques de almacenamiento.

Con la presión máxima aceptable en la línea en el límite -- del area de la planta, Parco es de 2.5 Kgs/Cm², en la práctica se tendrá que operar en lo que respecta a la línea de Kerosina abierta hacia el tanque No. 304 con esta presión.

Con la válvula correspondiente bastante estrangulada y abierto el desvío al area de lubricantes hacia el tanque C-10 por línea de 3 pulgadas.

La capacidad de almacenamiento del tanque 304 es de 11000 - Bls.; y la del tanque C-10 es de 5000 Bls. por lo que tendremos un total de 16000 Bls.; suficiente, para recibir la producción estimada.

El tanque C-10 se llenará más rapido que el 304 por lo que al suceder esto, se cerrará la línea de 3 pulgadas hacia el Area de - Lubricantes; enviando totalmente la corrida al tanque 304.

-. SISTEMA DE RECIBO Y ALMACENAMIENTO .-
-. PARA TURBOSINA .-

Presión requerida para enviar 3.000 Bls/d. de kerosina de la planta Perco al tanque C-10 por línea de 4 pulgadas y de 3 pulgadas.

Long.Equiv.de línea de 4 pulgadas. . . . 3.000 Pies.

Viscosidad S. S. U. 35

Elevación planta Perco. 100 "

" C-10 (fondo). 15 "

$\approx F_1$ línea de 4 pulgadas. 23 "

Long.Equiv.de línea de 3 pulgadas. . . . 3.000 "

$\approx F_2$ línea de 3 pulgadas. 85 "

$\approx F_1 + \approx F_2$ 108 "

Dif. de altura Z= 85 "

$\Delta P = 108 - 85 = 23$ Pies = 0.560 Kg/Cm² (Con C-10 vacío)

Elevación líquido en el tanque C-10 (Lleno) = 48 Pies

Dif. de altura Z= 52 Pies

$\Delta P = 108 - 52 = 56$ Pies = 1.360 Kg/Cm².

Es decir; teóricamente deben pasar 3.000 Bls/d. de kerosina hasta C-10 desde la planta Perco, sin que suba la presión de salida - de esta planta más de 2.5 Kg/Cm².

Como precaución en caso de un aumento súbito de flujo, se puede mantener medio abierto la válvula del tanque 304 cuando se esté llenando el tanque C-10.

El tanque C-10 se recargará del tanque 304, dejando correr la Turbosina por diferencia de nivel entre este tanque 304 y el primero, con un gasto calculado para línea de 3 pulgadas.

Long.Equiv. para línea de 3 pulgadas. . 3.000 Pies.

Diam. 3 Pulgadas.

Viscosidad S. S. U. 35

Elevación tanque 304 vacío. 38 Pies.

Elevación tanque C-10 vacío. 15 "

SISTEMA DE RECIBO Y ALMACENAMIENTO
PARA LA TURBOSINA

Diferencia de altura Z.....	23 Pies.
Flujo $\frac{\text{Bls.}}{\text{Día.}}$	1200
Elevación tanque 304 (lleno).....	66.8 Pies (nivel superior)
Elevación tanque C-10 (vacío).....	15.0 "
Diferencia de altura.....	51.8 "
Flujo $\frac{\text{Bls.}}{\text{Día.}}$	2000

SISTEMA DE LLENADO EN CARROS-TANQUES

Del tanque de almacenamiento C-10 de Turbosina incolora, a --
traves de una línea que descarga a llenaderas de carros-tanques del
área "F" .

Cómo ésta línea de 4 pulgadas se usa también para llenado de
diesel a carros-tanques, se procederá a lavar el contenido de la lí-
nea antes de hacer un llenado.

Dadas las condiciones de almacenamiento del área "F" y la --
necesidad de conservar el tanque C-10 como tanque de carga para la -
elaboración de kerosina tratada con H_2SO_4 será necesario colorear la
Turbosina en el carro-tanque.

MODIFICACIONES A LAS INSTALACIONES

Para elaborar 16000Bls. de Turbosina por mes y despacharla por
carros-tanques; se necesitan efectuar los siguientes cambios:

- A).- Hacer dos conexiones de 4 pulgadas a los tratadores V-706 y ---
V-707, poniendo una válvula de 4 pulgadas, llenar dichos reci-
pientes a la altura adecuada con Clareolita.
- B).- Lavar y limpiar el fondo del tanque 304 y conectar la línea de-
de recibo de alféano (poner junta ciega a la línea de recibo de
Tractomex)
- C).- Tender una línea de 4 pulgadas con una longitud de más o menos-
100mts. del tanque C-10 a la succión de la bomba en el área "F"

C O N S I D E R A C I O N E S E C O N O M I C A S

Aunque se están aprovechando las instalaciones existentes no se tomarán en consideración en éste balance, ya que toda empresa para fijar sus costos de producción, toma en cuenta el capital invertido en sus instalaciones.

El capital total invertido en una empresa se utiliza en 2 formas

- a).- Como Capital fijo.
b).- como capital de trabajo.

Por lo tanto si hacemos:

C = Capital invertido en compra e instalación del equipo con vida útil de "n" años.

i = Interés anual del capital invertido.

x = Amortización anual del capital invertido.

a = Anualidad

Tendremos que:

iC = Es lo que recibe el empresario en pago de los intereses de sus depósitos así como la amortización para recuperar el capital invertido a medida que el equipo se deprecia.

Entonces la anualidad será: $a = iC + \alpha$

Pero como $\alpha = \frac{C}{n}$; y el valor del equipo absoluto es "S" tendremos:

$$\alpha = \frac{C-S}{n}; \text{ Pero si el dinero amortizado se guarda en un banco a}$$

interés compuesto, disminuirá el monto total de la anualidad, así --- tendremos que:

$$\alpha = \frac{(C-S) i}{[(1+i)^n - 1] (1+i)}$$

Análogamente se calcula la depreciación natural del equipo al cabo de "b" años de servicio (D_{nb}) y el valor del equipo (V_b) dichas ecuaciones cuando la amortización se deposita en un banco a interés sucesivo son las siguientes:

$$D_{nb} = \frac{(C-S) (1+i)^b - 1}{(1+i)^n - 1}; \quad V_b = (C-S) \frac{(1+i)^n - (1+i)^b}{(1+i)^n - 1}$$

- G A S T O S F I J O S . -

Los gastos fijos en una planta; son la suma de varios términos algunos de ellos relacionados con el capital invertido, pues los seguros la depreciación accidental y los impuestos se pagan tomando como base un porcentaje del capital.

Entonces tenemos:..... $G_f = a + (d + t + s) C + G_{Ca} + G_{Co}$

En donde:

G_f Gastos fijos.

a = Anualidad.

dC= Depreciación accidental

tC= Impuestos

sC= Seguros

G_{ga} = Gastos Generales de Administración

G_{go} = Gastos Generales de Operación.

-. GASTOS DE OPERACION .-

Los gastos de operación serán calculados según:

$$G_o = E_1 + O + E_2 + m + R$$

En donde.

G_o = Gastos de operación

E₁ = Costo de energía

O = Pago de salarios

E₂ = Costo materias primas

m = Mantenimiento.

R = Reparaciones.

El valor del equipo de la planta de Destilación Primaria --- junto con sus instalaciones auxiliares, tuvo un costo de 15 millones de pesos.

Este valor así como el interés deben determinar la cantidad que deba depositarse a intereses sucesivos en un Banco para amortizar el caso de la planta, además del interés que deba obtenerse del capital invertido, el cual puede a su vez utilizarse como capital de reinversión.

-. CALCULO DE LOS GASTOS FIJOS .-

La vida útil del equipo se ha estimado en 10 años, el valor del equipo obsoleto en un millón de pesos; el interés para amortizar el capital invertido es de 8 % y el interés que debe ganar el capital invertido es de 15 %.

La depreciación accidental un 0.1 %, los impuestos 1.2 % y el seguro- 0.1 %.

-. CALCULO DE LOS GASTOS FIJOS .-

Los gastos generales por administración son: 220,300 Pesos por mes

Los gastos generales por operación son : 122,900 " " "

La amortización debe ser:

$$\alpha = \frac{(C - S) i}{[(1 + i)^n - 1](1 + i)} = \frac{(15000000 - 1000000) 0.08}{[(1 + 0.08)^{10} - 1](1 + 0.08)} = 895284 \text{ Pesos/año.}$$

El interés que debe ganar el capital invertido es:

$$iC = 15000000 \times 0.15 = 2250000 \text{ Pesos por año.}$$

Los gastos generales por : Administración son:

$$G_{ga} = 220300 \times 12 = 2643600 \text{ Pesos por año.}$$

Los gastos generales de operación son:

$$G_{go} = 122900 \times 12 = 1474800 \text{ Pesos por año.}$$

El % para depreciación accidental, impuestos y seguros es:

$$(d + t + s) C = (0.001 + 0.012 + 0.001) 15000000 = 210000 \text{ Pesos/año.}$$

Los gastos fijos anuales serán:

$$G_f = iC + G_{ga} + G_{go} + (d + t + s) C$$

$$G_f = 895284 + 2250000 + 2643600 + 1474800 + 210000 = \text{Pesos por año.}$$

$$G_f = 7473684 \text{ Pesos por año.}$$

-. GASTOS DE OPERACION .-

Se consideran gastos de operación los originados directamente por la operación de la planta; así como el consumo de materias Primas el mantenimiento, el costo de energía, sueldos etc. etc.

-. MATERIAS PRIMAS .-

Las materias primas utilizadas son: 26000 Ebs. diarios de --- crudo con un costo de 20.41 pesos por barril, Agua dulce, Agua de río- (salada) Substancias Químicas.

MATERIAS PRIMAS

Por lo que tendremos:

Petróleo crudo.....	15919800	Pesos per mes
Agua salada	17899	" " "
Agua Dulce	2096	" " "
Anticorrosivos	17572	" " "
Desemulsificante	7586	" " "
Amoniaco	1192	" " "
TOTAL	<u>15966145</u>	" " "

$E_2 = 15966145 \times 12 = 191593740$ Pesos por año.

M A N T E N I M I E N T O

Mantenimiento 35139 Pesos por mes.

$35139 \times 12 = 421668$ Pesos por año.

E N E R G I A

Consideramos todas las formas de energía en que pueda suministrarse, por lo tanto tendremos:

Gas	191863	Pesos por mes
Combustible	19603	" " "
Electricidad	15903	" " "
Vapor	35826	" " "
Aire	642	" " "
TOTAL	<u>263837</u>	" " "

$263837 \times 12 = 3166044$ Pesos por año.

- S U E L D O S -

Están considerados todos los salarios y prestaciones que perciben todo el personal que está ligado directamente con la operación de la Planta.

Salarios y prestaciones de personal 51800 Pesos por mes.

$51800 \times 12 = 621600$ Pesos por año.

Existen además otras plantas auxiliares para la destilación y tratamiento final de los productos, que en los costos anteriores no fueron incluidas por tener cargos diferentes. Sin embargo hay que tomarlos en cuenta para el balance económico total.

Estos gastos fueron tomados de un promedio obtenido durante los últimos 6 meses, de acuerdo con el volumen procesado y son:

Planta Desaladora de Grudo 1.15 Pesos por metro³
Planta de tratamiento de kerosinas 2.50 " " "

Además cuando se está produciendo kerosina base "Turbosina" hay que tomar en cuenta el costo del tratamiento; que como no se aumentó personal, únicamente se tomará en cuenta el precio de la Arena Clareolita necesaria para dicho tratamiento.

- COSTO POR DESALADO DE GRUDO -

$\frac{26000 \times 30 \times 1.15 \times 12}{6.28} = 1.714013$ Pesos por año.

Costo por tratamiento de kerosina:

(El 60 % de la producción diaria, se endulza y se vende como Diáfano)

La producción diaria de kerosina son aproximadamente 3500 Hls.

$\frac{3500 \times 0.60 \times 30 \times 2.50 \times 12}{6.28} = 300955$ Pesos por año.

-. COSTO POR TRATAMIENTO DE LA KEROSINA "BASE TURBOSINA".-

Cuando se produce Turbosina el rendimiento de la planta primaria baja en la producción de kerosina a un 75 %.

Por lo que la producción diaria de kerosina Base Turbosina será: ---
 $3500 \times 0.75 = 2625$ Hls/día.

De acuerdo con los datos anteriores hemos visto que se necesitan ---
0.452 kgs de Arena Clareolita para colar 1 Bl de Kerosina.

Por lo que para una producción diaria de 2625 Hls. necesitaríamos: --
 $2625 \times 0.452 = 1.1865$ Toneladas de Arena Clareolita.

Para una producción anual que es como estamos considerando los gastos; tendremos:

$2625 \times 30 \times 12 \times 0.452 = 427.140$ Toneladas por año.

El costo de la Arena Clareolita es: 0.50 Pesos/Kilo.

Por lo que el costo por tratamiento con Clareolita es:

$427.140 \times 0.50 = 213570$ Pesos por año.

- COSTO POR ETILIZACION DE GASOLINAS: -

El precio del TEL. es de: 9.965.6 Pesos por Kilo.

La producción de Gasolina es: 21.4 % de la carga.

Por lo tanto: $\frac{26000 \times 21.4}{100} = 5564$ Hls/día.

Para etilizar la Gasolina; se necesitan 3 ml de TEL/Galón; pero de esta Gasolina el 98 % sirve para la preparación de Supermexolina y se vende a 0.775 Pesos por Lt.

El resto (2 %) sirve para preparar Gasolmex y se vende a 0.96 Pesos - por Lt.

$5564 \times 42 = 233688$ Galones por día.

$233688 \times 3 = 1001064$ ml de TEL/día.

$1001064 \times 1.5 = 1502$ Kgs. de TEL/día.

$1502 \text{ Kg} \times 360 = 540720$ Kgs/año.

$540720 \times 9.97 = 5390978$ Pesos por año.

El costo por plantas auxiliares es:

Planta Desaladora de Crudo =	1714013	Pesos por año.
Planta Tratamiento de Kerosinas =	300955	" " "
Tratamiento con Clareolita =	213570	" " "
Tratamiento de Gasolinas =	5390978	" " "
Total = g =	<u>7619516</u>	

Los gastos anuales de operación serán entonces:

$$G_o = E_1 + O + E_2 + M + R + g$$

Costo de la Energía =	3166044	Pesos por año.
Pago de salarios =	621600	" " "
Costo de materia prima \mp	192593740	" " "
Mantenimiento =	421668	" " "
Reparaciones =	- - - - -	
Costo por plantas auxiliares =	<u>7619516</u>	" " "
Total = G_o =	203422568	

Los gastos totales anuales son la suma de los gastos fijos anuales y los gastos de operación anuales.

$$\text{GASTOS TOTALES ANUALES} = G_f + G_o$$

$$G_{TA} = 7473684 + 203422568 = 210896252 \text{ Pesos por año.}$$

Se han procesado 26000 Bls/día.

Anualmente serán: 26000 x 360 = 9360000 Bls.

De los cuales el 21.35 % = Gasolinas =	1998360	Bls/año.
12.88 " = Kerosinas =	1205568	" "
15.77 " = Gasoleos =	1476072	" "
48.00 " = Residuos =	4492800	" "
2.0 " \neq Pérdidas =	<u>187200</u>	" "
100,00	<u><u>9360000</u></u>	

Con un costo total de 210896252 Pesos por año.

Correspondiendo de acuerdo con sus porcentajes

G = 45026350 Pesos por año.

K = 27163437 " " "

D = 33258339 " " "

R = 101230201 " " "

P = 4217925 " " "

210896252

De lo anterior podemos sacar que el producir 1205568 Bls. de Kerosina por año cuesta : 27163437 Pesos

Por lo que producir un barril costaría:

$$\frac{27163437 \text{ Pesos por año}}{1205568 \text{ Bls/año.}} = 22.53 \text{ Pesos/Bl.}$$

Pero además tendría que abserver en porcentaje las p'erdidas del producto a tratar que sería el 12.88 % de 4217925 Pesos:

$$4217925 \times 12.88 = 543268 \text{ Pesos por año.}$$

$$\text{Por lo que quedaría : } 27163437 + 543268 = 27706705 \text{ Pesos por año.}$$

Por lo que el precio por barril sería:

$$\frac{27706705}{1205568} = 22.98 \text{ Pesos/Bl.}$$

COSTEABILIDAD DE LA PRODUCCION

Haciendo un estudio comparativo entre la producción anterior en pesos y centavos con la producción actual de TURBOSINA nos podemos dar cuenta perfectamente que SI conviene hacer las modificaciones al equipo existente, a continuación se exhibe una tabla de valores correspondientes a los productos obtenidos en una producción normal y otra modificada para producir la Turbosina:

De los 26,000 Bls/día de crudo que se procesan se tienen los siguientes resultados:

PRODUCTO...	PORCENTAJE	BLS/DIA	BLS/AÑO	PRECIO/BL.	TOTAL
GASOLINA	21.33	5564	2003040	123.22 pesos	246774528
KEROSINA	12.90	3349	1205640	49.29 "	59438252
GASOLEO	15.77	4080	1468800	55.65 "	81811160
RESIDUO	48.00	12480	4492800	22.53 "	101230201
PERDIDA	2.00	527	189720	20.41 "	3870288
TOTAL EN PESOS					493124429

Tomando como base que cuando se produce Turbosina, la producción de gasolina disminuye en unos 350 Bls/día, que el rendimiento de kerosina base turbosina se mantiene en 97 % de producción normal de kerosina y que la producción de gasóleo aumenta unos 1,000 Bls/día tendremos el siguiente balance:

PRODUCTO,.-	BLS/DIA	BLS/AÑO	PRECIO/BL.	TOTAL
GASOLINA	5214	1877040	123.22 pesos	230251328
KEROSINA (TURBOSINA)	2910	1045600	87.45 "	91490000
GASOLEO	5080	1828800	55.65 "	101864160
RESIDUO	12480	4492800	22.53 "	101230201
PERDIDA	316	113760	20.41 "	2320704
TOTAL EN PESOS				527158393

Haciendo las comparaciones económicas tenemos una ganancia de:

527158393 - 493124429 = 34033964 Pesos por año de utilidad

Lo cual demuestra que es costeable la inversión para la modificación del equipo.

CONCLUSIONES SOBRE LOS DATOS DE OPERACION OBTENIDOS

- a).- El rendimiento de gasolina disminuye aproximadamente unos 300 ó 400 bls. diarios; la temperatura del domo de la fraccionadora se baja unos 4 °C.
- b).- El rendimiento de Turbosina con respecto a la extracción normal de kerosina fluctúa entre 60 y 100 %; la temperatura del plato correspondiente se mantiene unos 9 °C abajo de lo normal.
- c).- La extracción de gasóleo aumenta unos 1,000 Bls. diarios; la temperatura del plato de gasóleo se baja unos 9 °C a pesar de mantener máxima extracción.
- d).- Es factible la obtención de Turbosina por corte directo en las plantas de destilación primaria de ésta refinería.
- e).- Además económicamente es provechoso producir Turbosina porque se obtiene una utilidad bastante considerable con respecto a inversión que por lo tanto es costeable.