LUIS HIDALGO Y CASTRO

"Estudio de una Planta Primaria para Petróleo Mexicano, en la que se tratarán 30 000 barriles diarios de aceite crudo "Naranjos" (Región de Tuxpan,) y se usarán Torres de Fraccionamiento, que separen el 30 por ciento en volumen.

(Un anexo de planos.)

TESIS

Gutiérrez - Eskildsen - Mina 42 E- Eric. 3-69-89

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.

Facultad de Ciencias e Industrias Químicas

Estudio de una Planta Primaria para Petróleo Mexicano, en la que se tratarán 30 000 barriles diarios de aceite crudo "Naranjos" (Región de Tuxpan), y se usarán Torres de Fraccionamiento, que separen el 30% en volumen.-
(Un anexo de planos.)

T E S I S

LUIS HIDALGO Y CASTRO.

1934

(2)

A la memoria de mi padre,
el Sr. Dn. MANUEL PRUDENCIO HIDALGO.

A la de mis hermanos:-
ARMANDO Y FRANCISCO.

A mi querida Madre:
la Sra. ZENAYDA CASTRO VDA. DE HIDALGO.

A mis HERMANOS.

A la memoria de mi padre,
el Sr. Dn. MANUEL PRUDENCIO HIDALGO.

A la de mis hermanos:-
ARMANDO Y FRANCISCO.

A mi querida Madre:
la Sra. XIMAYTA CASTRO VDA. DE HIDALGO.

A mis HERMANOS.

A mis M A E S T R O S.

A mis COMPAÑEROS.

MUCHAS GRACIAS:

A la Secretaría de Industria, Comercio y Trabajo por haberme enviado a la Refinería de la Cía. Mexicana de Petróleo "El Aguila" S. A., en Doña Cecilia, Tamaulipas, por un año para verificar mi práctica.-

A su Departamento de Petróleo por haberme facilitado los datos topográficos que al perfil del oleoducto se refieren.-

A mis respetables Maestro Don Roberto Medellín, entonces Director de la Facultad, que ayudado con mi Maestro de la Materia, Ing. Salvador Soto Morales, consiguieron el que yo hiciera mi práctica, por sus múltiples ayudas.-

A la Cía. Mexicana de Petróleo "El Aguila" S. A.,en esta Ciudad y a su Refinería de Doña Cecilia, Tamps., por las muchas facilidades y atenciones que para mí tuvo.-

A todos los que desinteresadamente me ayudaron en esa Planta Refinadora de Aceites, sin excepción de nacionalidad.-

A mi apreciado amigo y competente profesionista Ing. Químico Ramón Domínguez, por sus valiosos datos técnicos.-

A mis Jurados por la aprobación de este modesto trabajo.-

El Autor.-

MUCHAS GRACIAS:

A la Secretaría de Industria, Comercio y Trabajo por haberme enviado a la Refinería de la Cía. Mexicana de Petróleo "El Aguila" S. A., en Doña Cecilia, Tamaulipas, por un año para verificar mi práctica.-

A su Departamento de Petróleo por haberme facilitado los datos topográficos que al perfil del oleoducto se refieren.-

A mis respetables Maestro Don Roberto Medellín, entonces Director de la Facultad, que ayudado con mi Maestro de la Materia, Ing. Salvador Soto Morales, consiguieron el que yo hiciera mi práctica, por sus múltiples ayudas.-

A la Cía. Mexicana de Petróleo "El Aguila" S. A., en esta ciudad y a su Refinería de Doña Cecilia, Tamps., por las muchas facilidades y atenciones que para mí tuvo.-

A todos los que desinteresadamente me ayudaron en esta Planta Refinadora de Aceites, sin excepción de nacionalidad.-

A mi apreciado amigo y competente profesionista Ing. Químico Ramón Domínguez, por sus valiosos datos técnicos.-

A mis Jurados por la aprobación de este modesto trabajo.-

El Autor.-

Muestras para Estudio.- Su Procedencia.

En México puede dividirse la producción del petróleo en tres principales clases de aceites:- el de los terrenos de - Pánuco, Ver,, el de la región de Tuxpan y el de los terrenos del Sur del Estado de Veracruz y de gran parte de Tabasco.-- Actualmente se perfila una nueva producción y clase en el -- Norte de la República.-

El estudio que nos ocupa estará referido al aceite que- se obtiene en la región de Tuxpan, más bien, al conocido en- las refinerías con el nombre de "Crudo de Naranjos", cuya -- zona productora pasamos a limitar.-

Los yacimientos de esta zona quedan comprendidos dentro de la jurisdicción de San Gerónimo, Chiconcillo, San Miguel, Tepetate, Palo Blanco, Chinampa, Amatlán, Zacamixtle, Tote-- co, Cerro Azul, San Felipe, Alazán, Tierra Amarilla, Horco-- nes, Potrero del Llano, Cerro Viejo, Llano Grande, Tumbade-- ro, Tierra Blanca, Chapopote, Álamo, Cicuaque, Paso Real, -- y San Isidro.- Al Este de la faja mencionada, hacia la costa y más o menos a la altura del estero de Tamapache, encontra- mos los campos de San Marcos, Tecomate y Tanhuijo.-

El producto de los campos señalados influeye sobre la - naturaleza de la mezcla, pero los que más la definen, son, - entre otros, lòs aceites que se obtienen de Cerro Viejo, Ama tlán, Potrero del Llano, Alazán y Zacamixtle.- En Amatlán se encuentran "Los Naranjos", lugar al que se debe el nombre -- adoptado para designar la mezcla, debido a que originalmente la producción de este campamento fué basta y de marcada in-- fluencia para las características del aceite; en la actuali- dad no deja de tener interés pues aún produce de 1500 a 2000 barriles diarios.-

Por lo general, según lo comprueban los cortes geológi- cos de pozos perforados en esta región, la producción se ob- tiene de pequeños domos superpuestos en extensa cordillera - de calizas porosas de grande continuidad designadas Tamasopo, algunas veces falladas y frecuentemente cortadas por diques- y torceduras.- Pertenecen a la edad del Cretácico, período - Mezozoico y subdivisión del Bajo Cretácico.- La producción - de poquísimos pozos proviene de pizarras calcinadas, conti-- guas a intrusiones igneas.-

Muestras para Estudio.- Su Procedencia.

En México puede dividirse la producción del petróleo en tres principales clases de asfaltos: el de los terrenos de Pánuco, Ver., el de la región de Tuxpan y el de los terrenos del Sur del Estado de Veracruz y de gran parte de Tabasco.- Actualmente se perfila una nueva producción y clase en el Norte de la República.-

El estudio que nos ocupa estará referido al asfalto que se obtiene en la región de Tuxpan, más bien, al comprendido en las refinerías con el nombre de "Crudo de Naranjos", zona productora pasamos a limitar.-

Los yacimientos de esta zona quedan comprendidos dentro de la jurisdicción de San Gerónimo, Chicontepec, San Miguel, Zapotate, Palo Blanco, Ohtampa, Amatlán, Zacamixtle, Teteco, Cerro Azul, San Feliche, Alazán, Tierra Amarilla, Horcones, Potrero del Llano, Cerro Viejo, Llano Grande, Tambaro, Tierra Blanca, Chapopote, Alamo, Chicuaque, Paso Real, y San Isidro.- Al Este de la faja mencionada, hacia la costa y más o menos a la altura del estero de Tamapache, encontramos los campos de San Marcos, Teocuatla y Tamiahua.-

El producto de los campos señalados inclusive entre la naturaleza de la mezcla, pero los que más la definen, son, entre otros, los asfaltos que se obtienen de Cerro Viejo, Mamiahua, Potrero del Llano, Amatlán y Zacamixtle.- En Amatlán se encuentran "Los Manajos", lugar al que se debe el nombre adoptado para designar la mezcla, debido a que originalmente la producción de este campamento fué basta y de marcada influencia para las características del asfalto; en la actualidad no deja de tener interés pues aún produce de 1500 a 2000 barriles diarios.-

Por lo general, según lo comprueban los cortes geológicos de pozos perforados en esta región, la producción se obtiene de pequeños domos superpuestos en extensas cuencas de estratos porosos de gran continuidad designadas Tamaopo, algunas veces falladas y frecuentemente cortadas por diques y fracturas.- Pertenecen a la edad del Cretácico, período Mesozoico y subdivisión del Bajo Cretácico.- La producción de petróleo posee provista de pizarras calcáreas, continúa a intervalos iguales.-

m

Memcionamos adelante algunas ilustraciones:

San Gerónimo:-	Hasta	585.22 mts.	Arcilla.
	"	633.38 "	Calizas conchíferas.
	"	656.85 "	Arcilla.
	"	670.86 "	Caliza y conchas.
	"	684.48 "	Arcillas.
	"	689.50 "	Brotó en caliza.-

- Pozo productivo. -

Tepetate:-	Hasta	617.83 mts.	Arcilla.-
	"	619.65 "	Capa de roca.
	"	637.76 "	Arcilla.
	"	638.24 "	Brotó en caliza.

- Pozo productivo. -

Chinampa:-	Hasta	567.22 mts.	Arcilla y pizarra.
	"	571.18 "	Caliza.
	"	572.70 "	Pizarra.
	"	584.79 "	Brotó en caliza.

" Pozo productivo. -

Zacamixtle:-	Hasta	204.22 mts.	Pizarra.
	"	208.68 "	Basalto.
	"	565.39 "	Pizarra.
	"	566.61 "	Caliza.
	"	583.68 "	Pizarra.
	"	592.66 "	Brotó en caliza y piritas.-

- Pozo productivo. -

Cerro Viejo:-	Hasta	627.89 mts.	Arcilla.
	"	628.50 "	Caliza.
	"	638.00 "	Arcilla.
	"	655.00 "	Brotó en caliza.

Mencionamos adelante algunas industrias:

San Cerónimo:-	Hasta 588.22	mts.	Arcilla.
	" 633.38	"	Caliza conchífera.
	" 656.85	"	Arcilla.
	" 670.86	"	Caliza y conchas.
	" 694.48	"	Arcilla.
	" 689.50	"	Brote en caliza.-

" Foco productivo. "

Tepetate:-	Hasta 617.83	mts.	Arcilla.-
	" 619.65	"	Capa de roca.
	" 637.76	"	Arcilla.
	" 638.24	"	Brote en caliza.

" Foco productivo. "

Chinampa:-	Hasta 567.22	mts.	Arcilla y piarra.
	" 571.18	"	Caliza.
	" 572.70	"	Piarra.
	" 584.79	"	Brote en caliza.

" Foco productivo. "

Zacamixtle:-	Hasta 204.22	mts.	Piarra.
	" 208.88	"	Basalto.
	" 583.20	"	Piarra.
	" 588.61	"	Caliza.
	" 585.88	"	Piarra.
	" 588.68	"	Brote en caliza y piarra.-

" Foco productivo. "

Cerro Viejo:-	Hasta 627.89	mts.	Arcilla.
	" 628.50	"	Caliza.
	" 628.00	"	Arcilla.
	" 628.60	"	Brote en caliza.

- Pozo productivo. -

Alazán:-	Hasta	7.62 mts.	Grava.
	"	12.19 "	Arcilla estratificada dura.-
	"	182.88 "	Arcilla estratificada -- azul.-
	"	582.17 "	Arcilla estratificada.-
	"	600.76 "	Arcilla estratificada dura.-
	"	604.42 "	Caliza conchífera y piritas.-
	"	610.20 "	Brotó en caliza.-

- Pozo productivo. -

Tierra Amarilla:-	Hasta	671,47 mts.	Arcilla.-
	"	706.52 "	Caliza.-
	"	751.00 "	Brotó en caliza.

- Pozo productivo. -

Potrero del Llano:-	Hasta	313.94 mts.	Grava, basalto, pizarra y caliza.-
	"	335.27 "	Pizarra.-
	"	565.38 "	Caliza y pizarra.-
	"	580.32 "	Brotó en caliza.-

- Pozo productivo. -

Muchos ejemplos podríamos seguir señalando y de todos - ellos deduciríamos que el horizonte productivo se encuentra- en una caliza que no es otra distinta a Tamasopo.- También - encontramos acumulaciones en la estrata puesta inmediatamente del Cretáceo en el Eoceno, aunque algún aceite se ha obtenido en otras estratas terciarias.- En los yacimientos vírgenes de estas regiones, el gas natural acompaña al petróleo - ocupando la parte superior de los domos.-

Naturaleza del Petróleo en los campos señalados.

En general el petróleo que se obtiene de los campos señalados es del tipo "pesado", entendiendo por"pesado" el - -

- Poco productivo. -

Alazán:- Hasta 7.62 mts. Grava.
" 12.19 " Arcilla estratificada ga
" 188.88 " Arcilla estratificada -
" 588.17 " Arcilla estratificada.-
" 600.76 " Arcilla estratificada ga
" 604.42 " Caliza conchífera y pizt
" 610.20 " Brecó en caliza.-

- Poco productivo. -

Tierra Amarilla:- Hasta 671.47 mts. Arcilla.-
" 706.58 " A Caliza.-
" 831.00 " Brecó en caliza.

- Poco productivo. -

Potrero del Llano:-Hasta 313.94 mts. Grava, basalto, pizarra y caliza.-
" 336.27 " Pizarra.-
" 448.38 " Caliza y pizarra.-
" 580.32 " Brecó en Caliza.-

- Poco productivo. -

Muchos ejemplos podríamos seguir señalando y de todos ellos deduciríamos que el índice productivo se encuentra en una caliza que no es otra debajo a Tomaspo.- También encontramos acumulaciones en la estructura inmediatamente del Cretácico en el Ecoceno, aunque algún dosito se ha obtenido en otras estructuras terciarias.- En los pendientes vizcaínas de estas regiones, el gas natural acompaña al petróleo ocupando la parte superior de los domos.-

Naturaleza del Petróleo en los campos señalados.

En general el petróleo que se obtiene de los campos señalados es del tipo "pesado", entendiendo por"pesado" el -

aceite cuya densidad es mayor de 0.900 a 60°/60° F., según -- lo podemos ver adelante:-

Campamento.	Densidad a 60°/60° F.
San Gerónimo.	0.977
Tepetate.	0.927
Chinampa y Amatlán.	0.928
Zacamixtle.	0.927
Alazán.	0.921
Horcones.	0.920
Tierra Amarilla.	0.928
Potrero del Llano.	0.923
Cerro Viejo.	0.917

La mezcla es un petróleo de color negro que presenta, -- en capas delgadas, un café castaño, en frío es prácticamente inodoro después de algún tiempo, pero reciente es de H_2S marcado.- Sus características principales son las siguientes:-

Densidad a 60°/60° F.	0.930
Viscosidad R.#1 a 100°F.	592 sgs.
Azúfre (Mét.de la Bomba).-	3.75% en peso.-
Carbón fijo y cenizas (Conradson).	11.46 %" "
Insolúbles en éter de petróleo - - 60%/80°C.- - - - - - - - - - - - - -	9.44 %" "
Asfalto duro.	9.42% " "
Agua libre (Destilación).-	0.30 %" volumen.
Cenizas.-	0.16 %" peso.

Rinde, después de separada el agua presente, en volumen sobre el crudo:-

29% de productos ligeros.-
25% de productos pesados.-
43% de asfalto.-
3% de pérdidas.-

Con el siguiente detalle de productos especiales:-

Gasolina sin tratar.	13% en vol.sobre el crudo.
Kerosina " "	8% " " " " "
Gasoil.	8% " " " " "

cuya densidad es mayor de 0.900 a 60°/60° F., según lo podemos ver adelante:-

Campamento.	Densidad a 60°/60° F.
San Cerdinio.	0.927
Tupeteta.	0.927
Chimenpe y Amatián.	0.928
Macamixtla.	0.927
Alarán.	0.921
Horcones.	0.920
Tierra Amarilla.	0.928
Potrero del Llano.	0.928
Cerro Viejo.	0.917

La mezcla es un petróleo de color negro que presenta, en capas delgadas, un café castaño, en frío es prácticamente inodoro después de algún tiempo, pero reciente es de H_2S marcado.- Sus características principales son las siguientes:-

Densidad a 60°/60° F.	0.930
Viscosidad R.W.A a 100°F.	292 segs.
Azufre (Méto. de la Bomba).-	3.75% en peso.-
Carbón frío y cenizas (Conradson).	11.46 %" "
Insolubles en éter de petróleo - -	
80%/80°C.- - - - - - - - - - - - -	9.44 %" "
Asfalto duro.	9.42% " "
Agua libre (Destilación).-	0.30 %" volumen.
Cenizas.-	0.16 %" peso.

Hinde, después de separada el agua presente, en volumen sobre el crudo:-

29% de productos ligeros.-
25% de productos pesados.-
42% de asfalto.-
 3% de pérdida.-

Con el siguiente detalle de productos especiales:-

Gasolina sin tratar.	12% en vol. sobre el crudo.
Keroseine " "	8% " " " "
Gasoil.	8% " " " "

Aceite parafinoso.	25%	en vol. sobre el crudo.
Asfalto.	43%	" " " " "
Pérdidas.	3%	" " " " "

Con estos datos dejamos indicada la naturaleza del crudo "Narajnjos", así como los rendimientos que de él se obtienen cuando se fijan productos finales de características especiales.-

No creemos necesario presentar las especificaciones de los productos para advertir que el rendimiento variará si se cambiam las propiedades de los aceites secundarios.- Se notará con mayor claridad el hecho en la parte que se destina -- a Destilación Técnica, los rendimientos obtenidos pueden compararse con los aquí presentados para notar la diferencia -- aun en el mismo crudo.-

Aceite parafinoso. 25% en vol. sobre el crudo.
Asfalto. 40% " " " "
Pérdidas. 3% " " " "

Con estos datos dejamos indicada la naturaleza del crudo "Marajíes", así como los rendimientos que de él se obtienen cuando se fijan productos finales de características específicas.-

No creemos necesario presentar las especificaciones de los productos para advertir que el rendimiento variará si se cambian las propiedades de los aceites secundarios.- Se borrará con mayor claridad el hecho en la parte que se destina a Destilación Técnica, los rendimientos obtenidos pueden compararse con los aquí presentados para notar la diferencia que se el mismo crudo.-

OLEODUCTO PARA TRANSPORTAR EL ACEITE PROYECTADO.-

El problema consiste en transportar 30,000 bbls. diarios de aceite (1250 bbls/hora) a través de una tubería de 8 pulgadas, de los campos (principiando en Potrero del Llano, Ver.,) a la refinería situada en la margen derecha del Río Pánuco -- (Chijól, Ver.).- La razón de escoger este lugar está de acuerdo con lo que se dirá en la parte destinada a Estudio Industrial.- La densidad del petróleo es 0.930 a 60°/60°F y la viscosidad de 592 sgs. en el Viscosímetro Redwood #1 a 100° F.-

Localizados los principales puntos de paso del oleoducto se señalaron como de importancia los siguientes, con sus respectivas distancias de separación:-

Potrero del Llano a Zacamixtle.	22 Kmts.	650 mts.
Zacamixtle a Los Naranjos.-	10 "	770 "
Los Naranjos a San Diego.-	22 "	105 "
San Diego a San Gerónimo.-	19 "	535 "
San Gerónimo a San Luciano.-	16 "	560 "
San Luciano a Bustos.-	17 "	550 "
Bustos a Santo Tomás.-	20 "	200 ""
Sto. Tomás a Chijól.-	11 "	600 "
Distancia total.-	140 Kmts.	970 Mts.-

El perfil del terreno recorrido por el oleoducto lo hemos trazado en la Fig. N° 1.-

Al resolver el problema supondremos primeramente el tramo horizontal, con el objeto de marcar los pasos seguidos al proyectar una tubería, más tarde se combinarán las elevaciones del perfil.-

Las características que definen al líquido y a la tubería, desde un punto de vista mecánico, son:

Viscosidad (u) en unidades absolutas.- Densidad (s).- - Diámetro interior del tubo (d).- Longitud del tubo (b).- Fricción de la superficie del tubo (f).-

Como características de operación se tienen:-

Velocidad de escurrimiento (v).- Aceleración de la gra-

OLEODUCTO PARA TRANSPORTAR EL ACEITE PROYECTADO.--

El problema consiste en transportar 30.000 bls. diarios de aceite (1250 bls/hora) a través de una tubería de 8 pulgadas, de los campos (principiando en Potrero del Llano, Ver.) a la refinería situada en la margen derecha del Río Pánuco.-- (Chijol, Ver.).- La razón de escoger este lugar está de acuerdo con lo que se dirá en la parte destinada a Estudio Industrial.- La densidad del petróleo es 0.920 a 60°/60°F y la viscosidad de 592 segs. en el Viscosímetro Redwood A a 100° F.-

Localizados los principales puntos de paso del oleoducto se señalaron como de importancia los siguientes, con sus respectivas distancias de separación:-

Potrero del Llano a Zacamixtle.	22	Kmts.	650 mts.
Zacamixtle a Los Naranjos.-	10	"	770 "
Los Naranjos a San Diego.-	22	"	105 "
San Diego a San Gerónimo.-	19	"	535 "
San Gerónimo a San Luciano.-	16	"	580 "
San Luciano a Bustos.-	17	"	530 "
Bustos a Santo Tomás.-	20	"	200 ""
Sto. Tomás a Chijol.-	11	"	600 "
Distancia total.-	140	Kmts.	970 Mts.-

El perfil del terreno recorrido por el oleoducto lo hemos trazado en la Fig. N° 1.-

Al resolver el problema supondremos primeramente el trazo horizontal, con el objeto de marcar los pasos seguidos al proyectar una tubería, más tarde se combinarán las alineaciones del perfil.-

Las características que definen al líquido y a la tubería, desde un punto de vista mecánico, son:

Viscosidad (u) en unidades absolutas.- Densidad (s).-- Diámetro interior del tubo (d).- Longitud del tubo (b).- Fricción de la superficie del tubo (f).-

Como características de operación se tienen:-

Velocidad de escurrimiento (v).- Aceleración de la gra-

vedad (g).-

Finalmente, como una resultante de la acción recíproca de los factores precedentes, tenemos:-

Pérdida de carga (h), presión del fluído.- Esta es una medida de la diferencia de presión necesaria entre los dos extremos de la línea, para asegurar una corriente uniforme, bajo de las condiciones supuestas.-

Relaciones fundamentales de los factores:- De acuerdo con los trabajos de Stanton y Pannell el coeficiente de fricción (f), se dá con la relación: $\frac{dvs}{u}$ -------- (1).

En Hidráulica es familiar la ecuación de D'arcy (Fanning) que expresa una condición de escurrimiento en la cual existe una resistencia friccional, de acuerdo con los experimentos hechos, es casi proporcional al cuadrado de la velocidad media:

$$h = f \frac{l}{d} H \; ; \quad v = \sqrt{2g H}.$$

$$\therefore h = f \frac{l\, v^2}{d 2g} \; \ldots\ldots\ldots (2)$$

En los trabajos de Stanton y Pannel se observa que para el movimiento en línea recta de los líquidos se tiene una ecuación correspondiente a una hipérbole rectangular, es decir:

$$x\, y = 64$$

En la que $x = \frac{dvs}{u}$; $y = f$.- Por lo que $f = \frac{64\, u}{dvs}$...(3)

Combinando(2) y (3): $h = \frac{64\, u\, l\, v^2}{d^2\, vs\, 2g}$

En función de r:- $h = \frac{64\, u\, l\, v^2}{4\, r^2\, vs\, 2g}$

Simplificando:- $h = \frac{8\, u\, l\, v}{r^2\, sg}$ Que es la ecuación de Poiseuille.-

Si en ella se hace P = presión en libras por pulgada cuadrada o kilogramos por centímetro cuadrado, tendremos:

$$P = \frac{2\, u\, l\, v}{9 d^2 g}$$

vedad (g).-

Finalmente, como una resultante de la acción recíproca de los factores precedentes, tenemos:-

Pérdida de carga (h), presión del fluido.- Esta es una medida de la diferencia de presión necesaria entre los dos extremos de la línea, para asegurar una corriente uniforme, bajo las condiciones supuestas.-

Relaciones fundamentales de los factores:- De acuerdo con los trabajos de Stanton y Pannell al coeficiente de fricción (f), se dá con la relación: $\frac{d\,v\,\rho}{\mu}$ -------- (1).

En Hidráulica se familiar la ecuación de D'arcy (Fanning) que expresa una condición de escurrimiento en la cual existe una resistencia fricional, de acuerdo con los experimentos hechos, es casi proporcional al cuadrado de la velocidad media:

$$h = f\,\frac{l}{d}\,H \;;\quad v = \sqrt{2g\,H}.$$

$$\therefore\; h = f\,\frac{l\,v^2}{d\,2g} \;\ldots\ldots\; (2)$$

En los trabajos de Stanton y Pannel se observa que para el movimiento en línea recta de los líquidos se tiene una - - ecuación correspondiente a una hipérbola rectangular, se dice:

$$x\,y = 64$$

En la que $x = \frac{d\,v\,\rho}{\mu}$; $y = f$.- Por lo que $f = \frac{64\,\mu}{d\,v\,\rho}$...(3)

Combinando(2) y (3): $h = \frac{64\,\mu\,l\,v^2}{d^2\,v\,\rho\,2g}$

En función de r:- $h = \frac{64\,\mu\,l\,v^2}{4\,r^2\,v\,\rho\,2g}$

Simplificando:- $h = \frac{8\,\mu\,l\,v}{r^2\,\rho\,g}$ que es la ecuación de --- Poiseuille.-

Si en ella se hace P = presión en libras por pulgada cuadrada o kilogramos por centímetro cuadrado, tendremos:

$$p = \frac{2\,\mu\,l\,v}{9\,d^2\,g}$$

Esta ecuación puede expresarse en términos que la práctica usa con frecuencia.-

En pies cúbicos por segundo y el diámetro en pulgadas.-

$$P = 962000 \frac{Qu}{D^4} \text{ por milla} \ldots\ldots\ldots\ldots (4)$$

O bien, en barriles por hora y diámetro en pulgadas:-

$$P = 1500 \frac{Bu}{D^4} \text{ por milla} \ldots\ldots\ldots\ldots (5)$$

Ambas fórmulas nos sirven para resolver el problema del escurrimiento en línea recta en números prácticos.-

Viscosidad cinemática:- Esta es la relación que existe entre la viscosidad absoluta y la densidad del líquido, a la temperatura a la que ha sido hecha la medición de la viscosidad.- Esta característica se determina con una ecuación tipo para cada uno de los viscosímetros conocidos.-

La relación entre la viscosidad cinemática en unidades inglesas y el tiempo recurrido en el esquerimiento a través del viscosímetro Redwood-Standard (N° 1), es:-

$$\frac{u}{s} = 0.0000028\, t - \frac{0.00185}{t} \ldots\ldots\ldots\ldots (6)$$

Aplicación:.- El primer paso que daremos será determinar el valor del coeficiente "f" para poder determinar la clase de escurrimiento en que trabajamos.- Por esto nos servimos de la fórmula (1), en la que estarán dados:-

d, en fracción de pie.- V, en pies lineales por segundo. S, en libras por pie cúbico.- u, en pie.- libra.- segundo.-

Así tenemos:

d = 8" = 0.6666 de pie.-

V = resultados del siguiente cálculo.-

30,000 bbls. x 5.614583 = 168437.5 pies cúbicos.-

El tubo standard de 8 pulgadas dá 51.161 pulgadas cuadradas de sección transversal, luego: 51.161 x 0.006944 = 0.35526 de pie cuadrado.-

Dividiendo:- $\frac{168437.5}{0.35526}$ = 474124.5842 pies lineales en 24 horas.-

Esta ecuación puede expresarse en términos que la predi-
ca una con frecuencia.-
En pies cúbicos por segundo y el diámetro en pulgadas.-

$$p = 92000 \frac{Qn}{D^4} \text{ por milla} \ldots\ldots\ldots\ldots (4)$$

O bien, en barriles por hora y diámetro en pulgadas:-

$$p = 1500 \frac{Bn}{D^4} \text{ por milla} \ldots\ldots\ldots\ldots (5)$$

Ambas fórmulas nos sirven para resolver el problema del escurrimiento en líneas rectas en números prácticos.-
Viscosidad cinemática:- Esta es la relación que existe entre la viscosidad absoluta y la densidad del líquido, a la temperatura a la que ha sido hecha la medición de la viscosidad.- Esta característica se determina con una ecuación tipo para cada uno de los viscosímetros conocidos.-
La relación entre la viscosidad cinemática en unidades inglesas y el tiempo recurrido en el escurrimiento a través del viscosímetro Redwood-Standard (N° 1), es:-

$$\frac{\mu}{\rho} = 0.00000\,26\,t - \frac{0.00185}{t} \ldots\ldots\ldots\ldots (6)$$

Aplicación:.- El primer paso que daremos será determinar el valor del coeficiente "i" para poder determinar la clase de escurrimiento en que trabajamos.- Por esto nos servimos de la fórmula (1), en la que estarán dados:-
d, en fracción de pie.- V, en pies líneales por segundo.
S, en libras por pie cúbico.- u, en pie.- libre.- segundo.-
Así tenemos:
d = 8" = 0.6666 de pie.-
V = resultado del siguiente cálculo.-
30,000 bbls. x 5.614583 = 168437.5 pies cúbicos.-
El tubo estandard de 8 pulgadas da 31.181 pulgadas cuadradas de sección transversal, luego: 31.181 x 0.006944 = 0.36666 de pie cuadrado.-

Dividiendo:- $\frac{168437.5}{0.36526} = 461124.3662$ pies líneales en 24 horas.-

$$\therefore \frac{474124.5842}{86400} = 5.4644 \text{ pies lineales por segundo.-}$$

Para calcular $\frac{s}{u}$ tendremos que tomar la ecuación (6) dando el valor t = 592 sgs.:-

$$\frac{u}{s} = 0.0000028 \times 592 - \frac{0.00185}{592} \quad \therefore \frac{u}{s} = 0.0016545 \ldots\ldots (7)$$

$$\frac{s}{u} = \frac{1}{0.0016545} = 604$$

Según los cálculos anteriores tendremos:-

$$\frac{dvs}{u} = 0.6666 \times 5.4644 \times 604 = 2200.$$

Valor que justifica el diámetro de la tubería usada pues cae dentro de los valores para escurrimiento en línea recta.- Si usáramos tubería de 6 pulgadas la velocidad aumentaría y por consiguiente el valor de "f", cayendo en el período de turbulencia; si usáramos el diámetro de 10 pulgadas, sería muy grande para el gasto fijado.-

Para la pérdida de presión usaremos la fórmula (5), por las mismas condiciones del problema.- En la aplicación se tendrá en cuenta el diámetro interior del tubo, si se usara el nominal, el error que se introduce se eleva a la cuarta potencia.-

Encontraremos el valor de u en unidades absolutas inglesas.- De la ecuación (7):-

$\frac{u}{s} = 0.0016545$.- Transformaremos la densidad en libras por pie cúbico.-

$s = 0.930 \times 62.4 = 58.- \quad \therefore u = 58 \times 0.0016545 = 0.096.-$

A D^4 la referimos al diámetro interior del tubo correspondiente, esto es 8.071 pulgadas, luego $D^4 = 4243.-$

B = 1250 bbls. por hora.-

La fórmula expresa pérdida de carga por milla, multiplicaremos la distancia total del oleoducto Kmts. 140.97 x 0.62135 = 87.6 millas.-

Sustituyendo ya en (5):-

$$\frac{P}{87.6} = 1500 \times \frac{1250 \times 0.096}{4243} = 3705 \text{ lbrs/pulg.}^2$$

Si bombeamos con una presión de 750 lbs./pulg^2 bastarían-

$$\therefore \quad \frac{47413.5542}{86400} = 5.4644 \text{ pies lineales por segundo.-}$$

Para calcular $\frac{u}{s}$ tendremos que tomar la ecuación (8) dando el valor $t = 592$ segs.:-

$$\frac{u}{s} = 0.0000028 \times 592 = \frac{0.00185}{592} \quad \therefore \frac{s}{u} = 0.0016545 \ldots\ldots (7)$$

$$\frac{s}{u} = \frac{1}{0.0016545} = 604$$

Según los cálculos anteriores tendremos:-

$$\frac{dvm}{u} = 0.6666 \times 5.4644 \times 604 = 2200.$$

Valor que justifica el diámetro de la tubería usada puesto dentro de los valores para escurrimiento en líneas rectas.- Si usáramos tubería de 8 pulgadas la velocidad aumentaría y por consiguiente el valor de "m", cayendo en el período de turbulencia; si usáramos el diámetro de 10 pulgadas, sería muy grande para el gasto fijado.-

Para la pérdida de presión usaremos la fórmula (5), por las mismas condiciones del problema.- En la aplicación se tendrá en cuenta el diámetro interior del tubo, si se usara el nominal, el error que se introduce se eleva a la cuarta potencia.-

Encontraremos el valor de u en unidades absolutas inglesas.- De la ecuación (7):-

$\frac{u}{s} = 0.0016545$.- Transformemos la densidad en libras por pie cúbico.-

$s = 0.920 \times 62.4 = 58.-$ $\therefore u = 58 \times 0.0016545 = 0.096.-$

A D^4 la referimos al diámetro interior del tubo correspondiente, esto es 8.071 pulgadas, luego $D^4 = 4243.-$

B = 1250 bbls. por hora.-

La fórmula expresa pérdida de carga por milla, multiplicaremos la distancia total del oleoducto Km.a. 160.97 x 0.62135 = 87.6 millas.-

Sustituyendo ya en (5):-

$$87.6 \quad P = 1500 \times \frac{1250 \times 0.096}{4243} = 3705 \text{ libra/pulg.}^2$$

Si bombeamos con una presión de 750 lbs./pulg.^{2} bastarían-

cinco estaciones de bombeo distantes una de otra 17.52 millas, suponiendo la tubería horizontal; pero la pendiente del terreno atravesado modifica las distancias de la siguiente manera:

Expresando la presión de las bombas en Kgs./cm^2 y éstos en su correspondiente altura de petróleo de 0.930 grs./c.c. de peso específico:-

$$750 \text{ lbs./pulg.}^2 \times 0.07032 = 52.74 \text{ Kgrs./cm.}^2$$

$$h = \frac{P}{s} = \frac{52740}{0.930} = 56709.7 \text{ cms.} = 567.1 \text{ mts.-}$$

(Hemos convertido a estas unidades para poder graficarlas en el perfil de la Fig. 1.).-

La pendiente de las presiones estará representada, en la mencionada fig. 1, por la recta B_oB' ; en la que $B'B''$, construída a la misma escala de las acotaciones del terreno, es la altura de 567.1 mts. que representa la presión de las bombas.- La línea B_oB'' es la diatancia de 28.2 Kmts. a la que se puede transportar hirozontalmente el petróleo, en la figura está trazada a la misma escala que la longitud de la tubería.-

Con estos datos se puede, directamente sobre el perfil , localizar la posición de las estaciones.-

Así tenemos que la presión suministrada en B_o se gasta al trasladar el aceite a una distancia D_1 = 24.24 Kmts.- Ministrada en B_1, a una distancia D_2 = 35.55 Kmts.- La ministrada en B_2, a una distancia D_3 = 27.31.- La ministrada en B_3, a una distancia D_4 = 29.01 Kmts.- Del punto B_4 al B_5 sólo hay una distancia D_5 = 24.85 Kmts., que es insuficiente para la presión de 750 lbs./pulg.^{2} a la que trabajan las bombas; para que el petróleo llegue al punto final exactamente, según la escala se necesitan 494 de presión del aceite, o sean:

$$49400 \times 0.930 = P = 45.94 \text{ Kgrs./cm.}^2$$

$$45.94 \times 14.223 = 653.4 \text{ lbs/pulg.}^2$$

Tal es la presión a la que debe trabajarse en la estación de bombas en B_4.-

El problema de esta manera queda terminado puesto que los detalles omitidos no modificarían mucho los resultados obtenidos.-

cinco estaciones de bombeo distantes una de otra 17.52 millas, suponiendo la tubería horizontal; pero la pendiente del terreno estrvaendo modifica las distancias de la siguiente manera:

Expresando la presión de las bombas en Kgs./cm² y estas en su correspondiente altura de petróleo de 0.930 grs./cm³ de peso específico:

$$750 \text{ lbs./pulg.}^2 \times 0.07032 = 52.74 \text{ Kgs./cm}^2$$

$$h = \frac{P}{\gamma} = \frac{52740}{0.930} = 56709.7 \text{ cms.} = 567.1 \text{ mts.}$$

(Hemos convertido a estas unidades para poder graficar las en el perfil de la fig. 1.tma.)

La pendiente de las presiones entre repesentada, en la mencionada fig. 1, por la línea B_1B_2; en la que B_1B', construída a la misma escala de las ordenadas del terreno, es la altura de 567.1 mts. que corresponde la presión de las bombas.- La línea B_0B'' es la distancia de 28.3 Kms. a la que se puede transportar hirocontalmente el petróleo, en la figura está trazada a la misma escala que la longitud de la tubería.-

Con estos datos se puede, directamente sobre el perfil, localizar la posición de las estaciones.-

Así tenemos que la presión mínimaestrada en B_0 es grande al trasladar la escala a una distancia D_1 = 24.24 Kms.- la mínima en B'_1, a una distancia D_2 = 35.55 Kms.- la mínima en P_1, a una distancia D_3 = 27.3 Kms.- la mínima en B_2, a una distancia D_4 = 29.01 Kms. Del punto B_4 al B_5 hay una distancia D_5 = 23.55 Kms., que es insuficiente para la presión de 750 lbs./pulg.² a la que trabajan las bombas; se ve que el perfil indica el punto ideal exactamente, según la escala se necesitan 404 Hp presión del agua es:

$$45000 \times 0.904 \text{ m}^3 = 45.94 \text{ Kgrs./cm}^2$$

$$45.94 \times 14.223 = 653.4 \text{ lbs./pulg.}^2$$

Tal es la presión a la que debe trabajarse en la estación de bombas en B_4.-

El problema de esta manera queda terminado puesto que las detalles omitidos no modificarían mucho los resultados obtenidos.-

ANÁLISIS TÉCNICO.

Este capítulo de nuestro estudio es de suma importancia, no sólo en particular para nosotros, sino también para cualquier estudio técnico de aceites minerales, ya que de él se deduce la aplicación acertada, es decir, el proceso industrial propio para la determinación del valor comercial de la materia prima y de sus productos.-

La grande importancia que para el técnico encierra esta parte en ocasiones, sin caer en un egoísmo extremoso, juzgo que es la clave del problema por resolver.-

Para el fin que nos proponemos es menester verificar dos clases de análisis: preliminar y definitivo.- El primero, ejecutado antes de tratar el aceite en los alambiques de experimentación, nos simplifica las dificultades del segundo de los análisis.-

El método usado para desarrollar cualquiera de los dos análisis se impone:

1° Ordenamiento de las pruebas que se verificarán.-

2° Interpretación de los resultados obtenidos al aplicarse sobre el aceite en prueba.-

Su finalidad será:-

1° Saber la cantidad de los productos comerciales obtenidos de un aceite crudo.-

2° Saber la calidad de los mismos.-

Examen preliminar.- Como datos principales en el análisis preliminar necesitamos:

De identificación:- 1° Procedencia.- (Ya tratado).-

Generales:- 2° Olor y color, en algunos casos fluorescencia.-

Específicos:- 3° Densidad.- 4° Viscosidad.- 5° Porcentaje de agua y sedimentos.- 6° Porcentaje de azúfre.- 7° Porcentaje de agua libre.- 8° Porcentaje de material insoluble en éter de petróleo.- 9° Porcentaje de asfalto duro.- 10° Porcentaje de carbón fijo y cenicas.- 11° Porcentaje de cenicas.

Las aplicaciones de estos datos sobre el aceite en estudio dieron los resultados que a continuación se expresan.- La muestra fué tomada de la línea de 8" que descarga la producción de los campos en los tanques de almacenamiento de la Refinería, la cantidad fué de cinco galones para ser usados-

ANÁLISIS TÉCNICO.

Este capítulo de nuestro estudio es de suma importancia, no sólo en particular para nosotros, sino también para cualquier estudio técnico de las minerales, ya que de él se deduce la aplicación acertada, es decir, el proceso industrial propio para la determinación del valor comercial de la materia "prima" de sus productos.-

La gran importancia que para el técnico encierra este capítulo, sólo cabe en un sistema extremoso, -- mas que en la clave del problema por resolver.-

Así fijo que nos proponemos en nuestro verificar dos clases de análisis: preliminares y definitivo.- El primero, efectuado antes de traer el material en los elementos experimentación, nos suministra las dificultades del estudio de los analisis.

El método usado para determinar cualquiera de los dos analisis es idéntico.

1º Ordenamiento de las probetas que se verificarán.-

2º Interpretación de los resultados obtenidos al operar sobre el objeto en prueba.-

Su finalidad será:

1º Saber la cantidad de los productos comerciales obtenidos de un mineral crudo.-

2º Saber la calidad de los mismos.-

Hacemos preliminar: Como datos principales en el análisis preliminar mencionamos:

De identificación: 1º Procedencia. (Ya tratado).-

Generales: 2º Olor y color, en algunos casos fluorescencia.-

Específicos: 3º Densidad. 4º Viscosidad. 5º Porcentaje de agua y sedimentos. 6º Porcentaje de azufre. 7º Porcentaje de agua libre. 8º Porcentaje de material insoluble en éter de petróleo. 9º Porcentaje de material duro. 10º Porcentaje de carbón frío y cenizas. 11º Porcentaje de cenizas.

Observaciones de carácter diferencial al acotar en cada día de los resultados que se consiguen, se expresará la marcha tomada de la línea de acción, después la producción de los campos en los momentos de funcionamiento de la Refinería, la cantidad total de crudo que se ha podido

en ambos análisis.- Los métodos usados son standard y pueden ser consultados en los libros especialistas.-

Densidad a 60°/60	0.930
Grados A.P.I.-	20.8
Color.-	Negro.
Olor.-	De H_2S
Viscosidad Redwood #1 a 100°F.	592 sgs.
Azúfre (Bomba).-	3.75% en peso.-
Carbón fijo y cenizas.-	11.46 % en peso.-
Insolubles en éter de petróleo.	9.44 % en peso.-
Asfalto duro.-	9.42 % en peso.-
Cenizas.-	0.16 % en peso.-
Agua y sedimentos.-	0.40 % en volumen.
Agua libre.-	0.30 % en volumen.

Aparte de estos datos, que son los que nos ponen en condiciones de conocer cualitativa y cuantitativamente las propiedades del aceite crudo, es menester verificar una destilación fraccionada que nos de la oportunidad de poder mesurar el rendimiento aproximado industrial, así como de localizar, también aproximadamente, las temperaturas de separación.- El método que se usa en esta prueba es el Engler modificado; el aparato es el del Método (A) del U. S. Bureau-Of Mines (1917) también poco modificado.- En aceites que tienen parafina debe determinarse su porcentaje, primero en el aceite parafinoso y refiriéndose posteriormente al aceite crudo; los métodos de análisis para este caso son standard y bien conocidos.-

Los resultados de la destilación preliminar sobre la muestra del aceite "Naranjos", son:

Fracción.	Densidad a 60°.60°F.	% en peso.	% en volumen.
Inicial a 150°C.	0.720	7.420	9.565
150° - 300° C.	0.825	24.490	27.310
300° C.- Coke	0.913	49.525	50.270
Coke.-	- -	13.195	- --
Pérdidas.-	- -	5.370	- --

Parafina en la fracción del acaite parafinoso:- 4.84% con temp. de fusión de 131.2° F.-

Parafina calculada para el aceite crudo: 2.41% en peso, con

en empleo multiple.- Los métodos usados son standard y pueden ser consultados en los libros especializados.-

Densidad a 60°/60	0.930
Grados A.P.I.-	20.8
Color.-	Negro.
Olor.-	De H_2S
Viscosidad Redwood #1 a 100°F.	592 seg.
Asfalto (Bomba).-	5.75% en peso.-
Carbón fijo y cenizas.-	14.69 % en peso.-
Insolubles en éter de petróleo.	6.44 % en peso.-
Asfalto duro.-	9.42 % en peso.-
Cenizas.-	0.18 % en peso.-
Agua y sedimentos.-	0.50 % en volumen.
Agua libre.-	0.50 % en volumen.

Aparte de estos datos, que son los que nos ponen en condiciones de conocer cualitativa y cuantitativamente la producción del crudo, es menester verificar una destilación fraccionada que nos de la oportunidad de poder medir el rendimiento aproximado industrial, así como de lograr, también aproximadamente, las temperaturas de separación.- El método que se usa en este ensayo es el Engler modificado; el aparato es el del Método (A) del U. S. Bureau of Mines (1917) también poco modificado.- Es menester que tener presente debe determinarse al porcentaje, primero en el crudo parafínoso y refrigerándose posteriormente el acetrudo; los métodos de análisis para estos son standard y bien conocidos.-

Los resultados de la destilación preliminar sobre la muestra del acetite "Harrison", son:

Fracción.- Densidad a 60°.60°F. % en peso. % en volumen.

Inicial a 150°C.	0.750	7.420	9.565
150°- 200° C.	0.805	26.460	27.310
200°- 300° C.- Coke	0.925	46.525	50.270
Coke.-	- -	15.495	- -
Pérdidas.-	- -	5.370	- -

Parafina en la fracción del acetite parafínoso.- 4.66% congelamiento de fracción de 131.2° F.-

Parafina calculada para el acetite crudo: 2.41% en peso, con

Análisis definitivo.- En esta parte se persigue separar y refinar definitivamente los deribados comerciales que existen en un aceite crudo.- Fácil es suponer la gran variedad y dispositivos que se usan para el objeto, pero es claro, ya que para normar destilaciones industriales se verifican estas pruebas, que su construcción debe semejarse a los aparatos de la industria.-

Como podrá verse más adelante en nuestra prueba de análisis no usamos torres de fraccionamiento y sí lo hacemos en la refinería.- El principio de igualdad de condiciones en el laboratorio y en la planta no se ha verificado, debido a que en ningún laboratorio experimental de nuestro país existen los aparatos de experimentación necesarios.- Es por todo esto que presentamos nuestros datos deducidos de destilaciones con alambiques, pero creemos, ya que las torres de la planta han sido experimentadas extensamente por separado, que los datos del análisis son lo suficientemente útiles en lo que a la parte cuantitativa nos interesa, pues sólo se notó una pequeña diferencia en la desflegmación.-

El alambique que se usa es "standard" B.P.M. y se ha considerado como buena práctica tratar muestras de un barril de aceite, sin embargo pueden usarse muestras pequeñas en donde el tamaño de los aparatos no es lo suficiente para la cantidad estipulada.-

Por otro lado, de acuerdo con la clasificación de aceites crudos los procedimientos de destilación varían.- La clasificación se refiere al porcentaje de las diferentes series químicas, o mejor dicho, al dominio en cantidad de las diferentes series de hidrocarburos.-

La diferencia principal en los métodos, que no enunciamos al igual que la clasificación de crudos por ser demasiada literatura innecesaria, consiste en las diferentes combinaciones que pueden hacerse en el uso de fuego y vapor (seco y húmedo); así como de las variadas temperaturas de corte, dependientes de la clase de crudo en estudio.- De estas circunstancias dependerán también los rendimientos y nombres comerciales de los diferentes derivados obtenidos.- Los métodos pueden también ser contínuos o discontínuos.-

Sí creemos necesario hacer las siguientes observaciones generales, por lo que al uso de vapor se refiere.- La cantidad de vapor que se usa en las destilaciones es variable, de

Análisis definitivo.- En esta parte se pretende separar y refinar definitivamente los destilados comerciales que están en un acto crudo.- Pétil es suponer la gran variedad y disposición que se usan para el objeto, pero es claro, ya que para normar destilaciones industriales de verificar estas pruebas, que en construcción debe separarse a los aparatos de la industria.-

Como podrá verse más adelante en nuestra prueba de análisis no usamos torres de fraccionamiento y al lo hacemos en la refinería.- El principio de igualdad de condiciones en el laboratorio y en la planta no es de verificado, debido a que en nuestro laboratorio experimental de nuestro país existen aparatos de experimentación necesarios.- Es por todo esto que presentamos nuestra destilación de destilaciones con alambiques, pero creemos, ya que las torres de la planta han sido experimentadas anteriormente por separado, que los datos del análisis son lo suficientemente útiles en lo que a la parte cuantitativa, nos interesa, pues sólo se notó una pequeña diferencia en la destilación.-

El alambique que se usó "Ratavapor" B.P.M. y se ha adaptado como buena práctica para mayores de un barril de aceite, sin embargo pueden usarse muestras pequeñas en donde el tamaño de los aparatos no es lo suficiente para la cantidad estipulada.-

Por otro lado, de acuerdo con la clasificación de aceites crudos los correspondientes de destilación serían.- La clasificación se refiere al porcentaje de las diferentes series químicas, o mejor dicho al dominio en cantidad de las diferentes series de hidrocarburos.-

La diferencia principal de métodos, que no encontramos al igual que la clasificación de crudos por ser demasiada literatura innecesaria, resultaría en las diferentes combinaciones que pueden hacerse en el uso de fuego y vapor (agua y hundido); así como de los variados temperaturas de corte, de posiciones de la clase de crudo en estudio.- De estas circunstancias dependerán también los rendimientos y nombres comerciales de los diferentes derivados obtenidos.- Los productos pueden también ser continuos o discontinuos.-

Si creemos necesario hacer las siguientes observaciones generales, por lo que el uso de vapor en refiere.- La cantidad de vapor que se usa en las destilaciones es variable, de

pende del aceite en examen, así como de las propiedades físicas y de la clase de derivados que se deseen.- Cuando se "corre" un aceite crudo, se acostumbra no usar el vapor libre en el alambique mientras la temperatura del aceite no alcanza -- 300°F (149°C).- Cuando ésto se logra sólo una pequeña cantidad debe utilizarse, de tal manera que el agua condensada sea únicamente el 1% del condensado total.- La cantidad de agua - condensada, , cuando se llega al final de la fracción de gasolina, deben ser aproximadamente de 5%, o sea un promedio general de 3%.-

Al terminarse el corte de kerosina se usará vapor hasta obtener un 10% de agua en el condensado; aumentará a 20% al - finalizar el corte de aceite parafinado.- Al tratarse este último no debe usarse un volumen crecido de vapor, porque el destilado presentaría un elevado porcentaje de parafina amorfa - que impediría obtener un buen prensado; también es frecuente obtener emulsiones difíciles de romper.-

Destilación del aceite crudo en estudio:- Frecuentemente se acostumbra fraccionar en partes el aceite, partes del 2% , 5%, etc., según las necesidades, que se mezclan sucesivamente para lograr los productos.- Así tenemos:-

Destilación #1.- Cuadro "A"

(Fraccionamiento del crudo en partes de 5%)

Tipo de aceite destilado.....Crudo. Origen....."Naranjos"
Alambique usado.....de 5 galones.-
Peso del aceite para carga = 13870 grs.- Densidad = a 60°/60°F. = 0.930.- Volumen calculado. = 14914 c.c.-

(Estos datos son de aceite mas agua y sedimentos contenidos).-

En el análisis preliminar tenemos 0.4% en volumen de agua y sedimentos.-

Luego:- 100 : 0.4 :: 14914 : X

∴ X = 60 c.c. de agua y sedimentos contenidos en - la carga.-

Por esto es que:- 14914 - 60 = 14854 c.c. volumen de - -- aceite realmente cargado.-

Separaremos fracciones de 5% de dicho volumen, éstas se--

pende del aceite en examen, así como de las propiedades físicas y de la clase de derivados que se deseen.- Cuando se "corre" un aceite crudo, se acostumbra no usar el vapor libre en el alambique mientras la temperatura del aceite no alcanza 300°F (149°C).- Cuando ésto se logra sólo una pequeña cantidad debe utilizarse, de tal manera que el agua condensada (que finalmente el 15% del condensado total.- La cantidad de agua condensada, cuando se llega al final de la fracción de gasolina, debe ser aproximadamente de 5%; o sea un promedio general de 10%.-

Al "alambicar" el corte de kerosina se usará vapor libre, obtener un 10% de agua en el condensado; aumentará a 20% al finalizar el corte de aceite parafinado.- Al trabajar este último no debe usarse un volumen elevado de vapor, porque al hacerlo produciría un elevado porcentaje de parafina amorfa que impediría obtener un producto; también es frecuente obtener emulsiones difíciles de romper.-

Destilación del aceite crudo en estudio:- Frecuentemente se acostumbra fraccionar en partes el aceite, partes del 5%, etc., según las necesidades, que se mejoran sucesivamente para lograr los productos.- Así tenemos:-

Destilación #1.- Cuadro "A"

(Fraccionamiento del crudo en partes de 5%)

Tipo de aceite destilado.....Crudo. Origen.....Varen joe"
Alambique usado.....de 5 unidades.-
Peso del aceite para carga = 1387.0 grs.- Densidad a 60°/60°F = 0.930.- Volumen calculado = 1491.4 c.c.-
(Estos datos son de aceite sin agua y sedimentos contenidos).-

En el análisis preliminar tenemos 0.4% en volumen de agua y sedimentos.-

Luego:- 100 : 0.4 :: 1491.4 : X

$\therefore$ X = 6.0 c.c. de agua y sedimentos contenidos en la carga.-

Por esto es que:- 1491.4 - 6.0 = 1485.4 c.c. volumen de aceite realmente cargado.-

Separaremos fracciones de 5% de dicho volumen, éstas se-

rán entonces de:

14854 ÷ 20 = 742 c.c.-

Por otro lado, el peso del aceite seco es:

13870 - 60 = 13810 grs.-

La densidad corregida será:

13810 ÷ 14854 = 0.929.-

Con estos datos presentamos el cuadro de fraccionamiento del aceite.-

Carga: 13810 grs.-

Volumen: 14854 c.c. Densidad a 60°/60°F: 0.929.

Cortes	Hora.	c.c. de aceite.	c.c. de agua.	Temperaturas Alambique.	Destilado.-	Vapor.
Empezó	9.30	- -	- -	- - -	- - -	- - -
Inicial.	11.15	- -	- -	177°C.	132°C.	- - -
1º	12.15	750	- -	217°C.	152°C.	622°F.
2º	12.30	740	- -	236°C.	171°C.	630°F.
3º	12.50	750	- -	249°C.	185°C.	605°F.
4º	13.08	770	250	259°C.	195°C.	610°F.
5º	13.27	745	350	274°C.	200°C.	670°F.
6º	13.47	742	420	289°C.	224°C.	680°F.
7º	14.10	700	615	299°C.	240°C.	685°F.
8º	14.35	500	380	309°C.	250°C.	675°F.
9º	15.00	410	350	348°C.	255°C.	615°F.
10º	15.30	750	570	352°C.	257°C.	630°F.
11º	16.10	750	730	356°C.	258°C.	625°F.
12º	17.00	760	790	358°C.	259°C.	650°F.
13º	- --	170	250	359°C.	259°C.	650°F.
Residuo.....			6352 grs.		.....	

Se puso vapor cerrado. 12.05 hs. a 209°C.Temp.alamb.y 136°C. Temp.destilado.-

Se quitó el vapor cerrado.- 12.50 hs. a 249°C.Temp.alamb.y - - 185°C.temp.destilado.-

Se puso vapor libre.- 12.50 hs. a 249°C.Temp.alamb. y 185°C. - Temp. destilado.-

rán entonces de:

14854 ÷ 20 = 742 c.c.-

Por otro lado, el peso del aceite seco es:

13870 - 80 = 13810 grs.-

la densidad corregida será:

13810 ÷ 14854 = 0.929.-

Con estos datos preparamos el cuadro de fraccionamiento del aceite.-

Carga: 13810 grs.-

Volumen: 14854 c.c. Densidad a 80°/60°F: 0.929.

Cortes	Hora.	c.c.	c.c.	Temperatura de fraccionamiento. Alambique.	Destil.	Vapor.
Empezó	9.30	- -	- -	- -	177°C.	152°C.
Inicial.	11.15	- -	- -	- -	217°C.	152°C.
1a.	12.10	750	750	225°C.	225°C.	225°F.
2a	12.30	750	1500	245°C.	245°C.	235°F.
3a	12.50	750	2250	245°C.	245°C.	235°F.
4a	13.55	775	850	250°C.	195°C.	210°F.
5a	14.27	745	595	274°C.	200°C.	270°F.
6a	15.47	745	420	289°C.	224°C.	280°F.
7a	14.10	740	815	289°C.	240°C.	285°F.
8a	14.35	500	395	309°C.	250°C.	275°F.
9a	15.00	410	380	340°C.	255°C.	315°F.
10a	15.30	700	470	348°C.	257°C.	230°F.
11a	16.10	740	470	358°C.	258°C.	225°F.
12a	17.00	700	750	358°C.	259°C.	230°F.
13a	- -	170	330	359°C.	259°C.	230°F.
Residuo.....				8352 grs.		

Se puso vapor cerrado. 12.05 hs. a 320°C.Temp.alamb.y 132°C. Temp.destilado.-

Se quitó el vapor cerrado.- 12.20 hs. a 340°C.Temp.alamb.y - - 185°C.temp.destilado.-

Se puso vapor libre.- 12.30 hs. a 340°C.Temp.alamb. y 185°C. - Temp. destilado.-

Se apagó el fuego.- 17.00 hs.- a 358°C.- Temp.alamb. y 259°C. Temp. destilado.-
Se quitó el vapor libre.- 17.35 hs. a 300°C. Temp.alamb y -- 220°C. temp.destilado.-

Los datos nos dicen que primeramente se verificó un calentamiento con flama corta y vapor cerrado para homogeneizar la la temperatura y que el vapor de arrastre fué necesario hasta la cuarta fracción retirándosele 35 minutos después de apagado el fuego, cuando el alambique tenía una temperatura - de 300°C. y por consiguiente no había peligro de una pirogenación o desintegración (Cracking).-

El volumen de las fracciones se ha mantenido aproximadamente igual a los 742 c.c. calculados, si existe una pequeña diferencia se debe a la dilatación del aceite y a la dificultatad de cambiar rápidamente el recibidor del destilado, con - excepción de las fracciones 8/a., 9/a. y 13/a.- La diferencia en la primera de estas fracciones se debe a que al llegar a 500 c.c. se notó, por una prueba preliminar, que el -- destilado cristalizaba parafina y como medio preventivo únicamente, ya que la temperatura de fraguado lo definirá más - adelante, se intentó separar la fracción parafinosa.- La --- fracción 9/a. es el complemento del 5% de la 8/a.- La 13/a.- es el límite donde se alcanzaron las siguientes propiedades de un asfalto que nos hemos fijado con anterioridad:-

Densidad a 60°/60°F..... 1.050
Ductibilidad a 77°C.....130.
Penetración (°Dow) a 77°C... 30 - 40

Según esto es natural que los datos del destilado parafinoso y del residuo deban cambiar, si se cambian las especificaciones del asfalto.-

Separadas las fracciones se les determina la densidad - respectiva a 60°/60°F con objeto de formar el cuadro siguiente:.-

Se apagó el fuego.- 17.00 hs.- a 358°C.- Temp.alamb. y 358°C. Temp. desatilado.-

Se quitó el vapor libre.- 17.35 hs. a 300°C. Temp.alamb y -- 298°C. temp.desatilado.-

Por estas mas dicen que primeramente se verificó un calentamiento con llama corta y vapor de arranque para homogeneizar la temperatura y que el vapor de arranque fué necesario hasta la llegada temperatura retirándoseia 35 minutos después de apagado el fuego, cuando el alambique tenía una temperatura de 300°C. y por consiguiente no había peligro de una pirogenación o descomposición (Craqueo).-

El volumen de las fracciones se mantuvo aproximadamente igual a los 742 c.c. calculado, el precio una pequeña diferencia se debe a la dilatación del aceite y a la dificultad de cambiar rigurosamente el recipiente del destilado, con - exceptión de las fracciones 8/a., 9/a. y 13/a.- La diferencia en la primera de estas fracciones se debe a que el lle- gar a 300 c.c. se notó, por una prueba preliminar, que el - destilado calentándose parafina y como medio preventivo dejó - caer, ya que la temperatura de fraguado lo determina más - adelante, se intentó separar la fracción parafinosa.- La -- fracción 9/a. es el complemento del 8% de la 8/a.- La 13/a. es el límite donde se alcanzaron las siguientes propiedades de un aceite que hemos filtrado con anterioridad.-

Densidad a 60°/60°F..... 1.050
Ductilidad a 77°C.....130.
Penetración (°Dow) a 77°C... 30 - 40

Según esto es natural que los datos del destilado parafínico y del residuo deben cambiar, si se cambian las especificaciones del asfalto.-

Después las fracciones se les determina la densidad - respectiva a 60°/60°F con objeto de formar el cuadro siguiente

respectiva a 60°/60°F
tal:-

Destilación # 1. Cuadro " B "

Carga:- 13810 grs. Densidad a 60°/60°F:- 0.929.-
Volumen:- 14854 c.c.

Fracc. Núm.-	Peso. en grs..	Densidad a 60°/60°F	Volumen calculado.-	%en volumen-sobre-la carga.-	% en volumen sobre el crudo.-
1.-	541	0.7084	763 c.c.	5.14	5.14
2,-	554	0.7538	735 c.c.	4.95	4.95
3.-	579	0.7806	733 c.c.	4.94	4.94
4.-	613	0.8119	755 c.c.	5.08	5.08
5.-	614	0.8249	747 c.c.	5.02	5.02
6.-	613	0.8464	724 c.c.	4.88	4.88
7.-	603	0.8652	697 c.c.	4.69	4.69
8.-	436	0.8849	493 c.c.	3.31	3.31
9.-	362	0.8948	408 c.c.	2,75	2.75
10.-	638	0.9084	703 c.c.	5.23	5.23
11.-	629	0.9240	681 c.c.	4.59	4.59
12.-	665	0.9414	707 c.c.	4.75	4.75
13.-	163	0.9510	171 c.c.	1.15	1.15
Residuo	6502	1.0500	6200 c.c.	41.80	41.80
Pérdidas	298	- - -	337 c.c.	1.72	1.72
Total	13810	0.9290	14854 c.c.	100.00	100.00.

Con los datos anteriores estamos en condiciones ya de separar los diferentes productos comerciales que deseamos en nuestro estudio.- Para ello es menester separar el aceite parafinoso procediendo a probar las fracciones por su temperatura de fraguado (setting-point o cloud-test.).-

Destilación # 1. Cuadro " B "

Carga:- 13810 grs. Densidad a 60°\60°F:- 0.9290.-
Volumen:- 14854 c.c.

Fraccs. Núm.-	Peso.- en grs..	Densidad a 60°\60°F	Volumen calculado.-	% en volumen sobre la carga.-	% en volumen sobre el crudo.-
1.-	572	0.7064	763 c.c.	5.14	5.14
2.-	664	0.7558	735 c.c.	4.95	4.95
3.-	679	0.7805	733 c.c.	4.94	4.94
4.-	713	0.8110	759 c.c.	5.08	5.08
5.-	814	0.8248	747 c.c.	5.02	5.02
6.-	813	0.8464	736 c.c.	4.88	4.88
7.-	803	0.8652	697 c.c.	4.69	4.69
8.-	436	0.8846	493 c.c.	3.31	3.31
9.-	365	0.8948	408 c.c.	2.75	2.75
10.-	636	0.9064	705 c.c.	5.03	5.03
11.-	629	0.9240	681 c.c.	4.59	4.59
12.-	665	0.9414	707 c.c.	4.75	4.75
13.-	163	0.9810	171 c.c.	1.15	1.15
Residuo8803		1.0800	8800 c.c.	41.80	41.80
Pérdidas298		- - -	297 c.c.	1.72	1.72
Total	13810	0.9290	14854 c.c.	100.00	100.00.

Con los datos anteriores estamos en condiciones ya de separar los diferentes productos comerciales que deseamos en nuestro estudio.- Para ello es menester separar el aceite primitivo procediendo a probar las fracciones por su temperatura de fraguado (setting-point o cloud-test).-

La experiencia enseña que una temperatura de fraguado - de 27°-28° F. es la temperatura límite en la cual puede obtenerse parafina cristalizada, más allá de este enfriamiento,- aparte de ser antieconómico, se obtiene una parafina amorfa- que se disuelve nuevamente en el aceite formando un "cylinder stock".-

Las pruebas verificadas sobre los cortes de nuestro análisis dieron estos resultados:-

Fracción # 7 ----------	St. Pt.	28°F.
Fracción # 8 ----------	St. Pt.	29°F.
Fracción # 9 ----------	St. Pt.	48°F.

Temperaturas que nos ponen en condiciones de concluir - que el límite del aceite parafinoso está en la fracción - -- 7/a., o sea un total de 26.47% en volumen sobre el crudo.- - También podemos observar que las fracciones 1/a. a 6/a. - -- (30.01% en volumen sobre el crudo) constituyen los productos ligeros por estudiar.- Estos destilados ligeros son el objeto de estudio en nuestra Planta Primaria y por eso aislaremos la gasolina, la kerosina y el gasoil en ellos contenidos.-

Estos productos comerciales estarán sujetos a las especificaciones siguientes, por ser ellas las características - de los que se encuentran en uso.-

Gasolina refinada.-

Densidad a 60°/60°F.---------- 0.725 - 0.730.
Temperaturas límites de desitilación.------- 50° - 300°C.
Reacción de Plumbito de Sodio (Doctor Test)--- Negativa.
Prueba en cobre---------- "
Color.----------De agua blanca.-(1 Wilson; + 21 á + + 25 Saybolt, con un disco;- 2.3 Lovibond, serie 500 en celdilla de 18").-
Azúfre (Lámpara).---------- 0.08% en peso.-
Volatilidad a 100°C.---------- 25 - 27 %

La experiencia enseña que una temperatura de fraguado de 27°-28° F. es la temperatura límite en la cual puede obtenerse parafina cristalizada, más allá de este entrialamiento, aparte de ser antieconómico, se obtiene una parafina amorfa que se dilaciva movemente en el acaite formando un "cylinder stock".-

Las pruebas verificadas sobre los cortes de nuestro aceite dieron estos resultados:-

Fracción # 7 ----------	St. Pt.	28°F.
Fracción # 8 ----------	St. Pt.	29°F.
Fracción # 9 ----------	St. Pt.	48°F.

Temperaturas que nos ponen en condiciones de concluir que el límite del aceite parafínoso está en la fracción 7/a., o sea un total de 26.4% en volumen sobre el crudo.-
También podemos observar que las fracciones 1/a. a 6/a. (30.01% en volumen sobre el crudo) constituyen los productos ligeros por estudiar.- Estos destilados ligeros son el objeto de estudio en nuestra Planta Primaria y por eso aislaremos la gasolina, la kerosina y el gasoil en algún contenidos.-
Estos productos comerciales estarán sujetos a las especificaciones siguientes, por ser ellas las características de los que se encuentran en uso.-

Gasolina refinada.-

Densidad a 60°/60°F. ---------- 0.725 - 0.730.
Temperaturas límites de destilación. ------- 50° - 200°C.
Reacción de Plumbito de Sodio (Doctor Test) --- Negativa.
Prueba en cobre ----------
Color. ---------- De agua blanca.-(I Wilson; + 21 d + 25 Saybolt, con un disco+ 2.3 Lovibond, serie 500 en celdilla de 18").-
Azufre (Lampara). ---------- 0.08% en peso.-
Volatilidad a 100°C. ---------- 25 - 27 %

Kerosina Refinada.-

Densidad a 60°/60°F.---------- 0.790 - 0.802
Temperaturas límites de destilación.----- 150° - 295° C.
Reacción del Plumbito de Sodio.---------- Negativa.-
Azúfre (Lámpara).---------- 0.18% en peso.-
Temp. de inflamación (Abel-Pensky a 760m/m.presión $\geq$ 115°F.

Gasoil Comercial.-

Densidad a 60°/60°F.---------- 0.845 - 0.855
Temp.de inflamación(Pensky-Martens a 760 m/m/presión).150°-210°F.
Azúfre (Bomba).----------,1.5 - 2.0% e/peso.
Viscosidad Redwodd #1 a 160°F.---------- 35 - 45 segundos.-
Color.---------- Amarillo.-

Destilación # 2.-

Obtención de la gsolina.- Esta separación se lleva a cabo en el alambique B.P.M. de 1 galón, especial que es vertical, se calienta a baño de aire y se trabaja exclusivamente con vapor libre y seco.- Para verificar la destilación se toman las primeras fracciones de la Destilación #1 de tal manera que al finalizar la operación se obtenga un residuo de -- 50%, aproximadamente, del volumen total de la mezcla formada, para obtener una separación menos brusca y por consiguiente- más exacta.-

En nuestro trabajo se hizo la mezcla con las cuatro primeras fracciones (20.11% en volumen sobre el crudo) y se cargó gó el alambique con una parte alícuota en peso de ésta mezcla procediendo a la destilación según el cuadro siguiente:-

Kerosina Refinada.-

Densidad a 60°\60°F.---------- 0.790 - 0.802
Temperatura límites de destilación.------ 150° - 295° C.
Reacción del Plumbito de Sodio.---------- Negativa.-
Azufre (Lámpara).---------- 0.15% en peso.-
Temp. de inflamación (Abel-Pensky) a 760 m/m presión ≥ 115°F.

Gasoil Comercial.-

Densidad a 60°\60°F.---------- 0.845 - 0.855
Temp. de inflamación(Pensky-Martens a 760 m/m presión) 150°-
210°F.
Azufre (Bomba).---------- 1.5 - 2.0% s/peso.
Viscosidad Redwood #1 a 100°F.---------- 35 - 45 segundos.-
Color.---------- Amarillo.-

Destilación # 2.-

Obtención de la gasolina.- Esta separación se lleva a cabo en el alambique B.P.M. de 1 litro, especial que es vertical, se calienta a baño de arena y es tratada exclusivamente con vapor libre y seco.- Para verificar la destilación se toman las primeras fracciones de la Destilación #1 de tal manera que al finalizar la operación se obtenga un residuo de 50%, aproximadamente, del volumen total de la mezcla formada, para obtener una separación menos brusca y por consiguiente más exacta.-

En nuestro trabajo se hizo la mezcla con las cuatro primeras fracciones (20.11% en volumen sobre el crudo) y se cargó el alambique con una parte alícuota en peso de esta mezcla procediendo a la destilación según el cuadro siguiente:-

Referencáas.- Aceite "Naranjos"

Aceite destilado:-Fracciones 0 al 20.11% en volumen sobre el -- crudo.-

Alambique usado:- B.P.M. de 1 galón.-

Carga:- 1812 grs. Volumen calculado:- 2370 c.c.-
Densidad de la mezcla a 60°/60°F:- 0.764.-

Frac.Nº	Vol.leído de la fracción	Peso en grs.-	Dens.a 60°/60°F	Vol.calculado. -	% en vol. sobre la- carga.---	% en - vol.sobre -- crudo.
1.-	813.c.c.	- -	0.7150	- -	- -	- -
2.-	913 c.c.	- -	0.7185	- -	- -	- -
3.-	1013 c.c.	- -	0.7229	- -	- -	- -
4.-	1113 c.c.	794	0.7263	1092c.c.	46.05	9.26
Residuo	- --	970	0.7956	1218c.c.	51.40	10.35
Pérdidas	- --	48	-.- --	60c.c.	2.55	0.50
Totales	- --	1812	- - --	2370c.c.	100.00	20.11

Observaciones:- El alambique en esta destilación no alcanzó temperatura mayor de 120°C.- Los vapores no pasaron la temperatura de 95°C.-

Destilación # 3.

Obtención de la Kerosina y del Gasoil:- La separación de estos productos se efectúa en el mismo alambique del método - anterior.-

La carga de esta destilación debe hacerse con la mezcla del residuo de la Destilación # 2 y las fracciones # 5 y # 6, según lo hemos dejado limitado.- El peso del residuo igual a-

Referencias.- Aceite "Iberia"

Aceite destilado:-Fracciones 0 al 20.1%% en volumen sobre el crudo.-

Alambique usado:- R.F.M. de 1 galón.-

Carga:- 1812 grs. Rendimiento calculado:- 2370 c.c.-
Densidad de la mezcla a 80°\60°F:-0.7944.-

Fraccion	Vol.lei- de la fracción	Peso en grs.-	Densa.a 80°\60°F	Vol.cal % en vol. % en vol.sobre la carga.---
1.-	812 c.c.	-.-	0.7150	- - - - - -
2.-	915 c.c.	-.-	0.7195	- - - - - -
3.-	1012 c.c.	-.-	0.7225	- - - - - -
4.-	1113 c.c.	794	0.7253	1092c.c. 46.05 9.35
Residuo	-.-	970	0.7956	1218c.c. 51.40 10.35
Pérdida	-.-	48	-.-.-	60c.c. 2.55 0.50

Total.- -.- 1812 -.-.- 2370c.c. 100.00 20.11

Observaciones:- El alambique en esta destilación no alcanzó temperatura mayor de 120°C.- Los vapores no pasaron la temperatura de 95°C.-

Destilación N° 3.

Obtención de la Kerosina y del Gasoil:- La separación de estos productos se efectúa en el mismo alambique del método anterior.-

La carga de esta destilación debe hacerse con la mezcla del residuo de la Destilación N° 2 y las fracciones N° 5 y N° 6, según lo hemos dejado limitado.- El peso del residuo igual a-

970 grs. obtenido no es todo el que correspondería a las fracciones Números 1, 2, 3 y 4 íntegras, puesto que ha sido una parte alícuota la que se usó como carga, hay que calcular -- proporcionalmente las cantidades en peso de las fracciones - 5 y 6 que correspondan al peso del residuo de que disponemos, para ello tenemos:-

Residuo = 10.35% en volumen sobre el crudo x 0.7956, densidad, = 8.23% en peso sobre el crudo.-

De igual manera:-

Fracción # 5 :- 5.02 x 0.8249 = 4.141

Fracción # 6 :- 4.88 x 0.8464 = 4.130

I entonces:-

Fracción # 5 :- 8.23 : 4.141 :: 970 : x

Fracción # 6 :- 8.23 : 4.130 :: 970 : X'

$\therefore$ X = 488.5 grs. ; X' = 486 grs.

Pesos, estos, que deben mezclarse de las fracciones 5 y 6 al residuo de la Destilación # 2, para obtener una mezcla referida a las fracciones originales.- A esta mezcla se le - tomó la densidad a 60°/60°F = 0.8159, que puede rectificarse así:-

Residuo:-	970 grs.	÷ 0.7956	=	1218 c.c.-
Fracc.^{n} 5:-	488.5"	÷ 0.8249	=	592 c.c.-
Fracc.^{n} 6:-	486 grs.	÷ 0.8464	=	574 c.c.-
Mezcla :-	1944.5 grs.	÷ d_m	=	2384 c.c.-

$\therefore d_m = 0.8163$

Valor aproximadamente igual al obtenido experimentalmente y que nos viene a comprobar la exactitud de operaciones aritméticas así como de las prácticas y destilaciones.-

Tenemos ya material suficiente para verificar la destilación # 3.- Aceite destilado :- Residuo de la Destilación # 2 + Fracciones 5 y 6 = 10.35 + 5.02 + 4.88 = 20.25% en volumen sobre el crudo.-

Referencias..... Aceite "Naranjos"

Alambique usado..... B.P.M. de 1 galón.-

Carga:- 1933 grs. Volumen calculado:- 0.2370 c.c.

Densidad de la mezcla a 60°/60°F:- 0.8159

970 grs. obtenido no es todo el que correspondería a las fracciones Números 1, 2, 3 y 4 íntegras, puesto que ha sido una parte alícuota la que se usó como carga. Hay que calcular proporcionalmente la cantidad en peso de las fracciones 5 y 6 que corresponden al peso del residuo de que disponemos para ello tenemos:-

Residuo = 10.35% en volumen sobre el crudo x 0.7956 den sidad = 8.23% en peso sobre el crudo.-

De igual manera:-

Fracción # 5 :- 5.02 x 0.8249 = 4.141

Fracción # 6 :- 4.88 x 0.8464 = 4.130

Ecuaciones:-

Fracción # 5 :- 8.23 : 4.141 :: 970 : x

Fracción # 6 :- 8.23 : 4.130 :: 970 : x'

∴ X = 488.5 grs. ; X' = 488 grs.

Pero, esto, que deben suministrar las fracciones 5 y 6 al residuo de la destilación # 2, para obtener una mezcla referida a las fracciones originales.- A esta mezcla se le - tomó la densidad a 60°\60°F = 0.8159, que puede verificarse así:-

Residuo:- 970 grs. x 0.7956 = 1218 c.c.

Fracc# 5:- 488.5" x 0.8249 = 592 c.c.

Fracc# 6:- 488 grs. x 0.8464 = 574 c.c.

Mezcla :- 1944.5 ; d_m = 2384 c.c.

d_m = 0.8159

Valor aproximadamente igual al obtenido experimentalmente y que sirvió a comprobar la exactitud de operaciones aritméticas así como de las prácticas y destilaciones.-

Tomemos ya material suficiente para verificar la destilación # 3.- Acetato destilado :- Residuo de la Destilación # 2 + Fracciones 5 y 6 = 10.35 + 5.02 + 4.88 = 20.25% en volumen sobre el crudo.-

Referencia..... Acetato "Veranjos"

Alambique usado..... S.P.M. de 1 galón.-

Carga:- 1955 grs. Volumen calculado:- 0.2370 c.c.

Densidad de la mezcla a 60°\60°F:- 0.8159

Corte Nº	Vol.leído.----	Peso en grs.	Dens.a 60°/60° F.	Vol.calculado.	% en vol. sobre la carga.---	% en vol.sobre el crudo.
1.-	355c.c.	- -	0.7776	- - -	- - - - - -	- - -
2.-	555c.c.	- -	0.7800	- - -	- - - - - -	- - -
3.-	680c.c.	- -	0.7824	- - -	- - - - - -	- - -
4.-	1030c.c.	- -	0.7894	- - -	- - - - - -	- - -
5.-	1337c.c.	1047	0.7958	1316c.c.	55.60	11.26
Residuo - Gasoil	- -	845	0.8416	1004c.c.	42.40	8.59
Pérdidas	- -	41	- - -	50c.c.	2.00	0.40
Totales.	- -	1933	- - -	2370c.c.	100.00	20.25

Observaciones:- La temperatura del alambique debe mantenerse entre 200° - 230°C.- Los vapores de la destilación no pasaron la temperatura de 150°C.- Insinuamos que el residuo de la destilación es el Gasoil.-

Conclusiones:- Rendimientos de los productos crudos por obtener:-

Gasolina.....	9.26%	en vol.sobre el crudo.
Kerosina.....	11.26%	" " " " "
Gasoil.....	8.59%	" " " " "
Pérdidas.....	0.90%	" " " " "
T O T A L.....	30.01%	" " " " "

La calidad de los productos crudos obtenidos nos la dan los resultados de las pruebas especiales aplicadas, según el detalle siguiente:-

Corte Nº	Vol.lsl do.----	Peso en grs.	Dens.a 60°/60° F.	Vol.cs.	% en vol. sobre la carga.---	% en vol.sobre el crudo.
1.-	3550c.c.	- -	0.7775	- - -	- - - - -	- - -
2.-	5550c.c.	- -	0.7600	- - -	- - - - -	- - -
3.-	6800c.c.	- -	0.7224	- - -	- - - - -	- - -
4.-	1030c.c.	- -	0.7894	- - -	- - - - -	- - -
5.-	1337c.c.	1047	0.7958	1316c.c.	55.60	11.26
Residuo						
Gasoil	- -	845	0.8415	1004c.c.	42.40	8.59
Pérdidas	- -	41	- - -	50c.c.	2.00	0.40
Totales.	- -	1933	- - -	2370c.c.	100.00	20.25

Observaciones:- La temperatura del alambique debe mantenerse entre 200° - 230°C.- Los vapores de la destilación no pasaron la temperatura de 150°C.- Instruimos que el residuo de la destilación es el Gasoil.-

Conclusiones:- Rendimientos de los productos crudos por obtener:-

Gasolina..... 9.25% en vol.sobre el crudo.
Kerosina.....11.25% " " " " " "
Gasoil..... 8.59% " " " " "
Pérdidas..... 0.40% " " " " "
T O T A L..... 30.01% " " " " "

La calidad de los productos crudos obtenidos nos la dan los resultados de las pruebas especiales aplicadas, según el detalle siguiente:-

ANÁLISIS # 1.

Muestra de la gasolina sin tratar obtenida en la Destilación # 2.-

---

Densidad..... 0.7265
Olor..... No comerciable de H_2S
Color..... 1 - 2 Wilson.-

Destilación:-

Temp.inicial de ebullición.....	51°C.
10% en volumen destilada.....	83°C.
20% " " "	92°C.
30% " " "	100°C.
40% " " "	108°C.
50% " " "	116°C.
60% " " "	123°C.
70% " " "	130°C.
80% " " "	138°C.
90% " " "	154°C.

Destilado a 75°C.....	4%	en vol.
" "100°C.....	30%	" "
" "125°C.....	64%	" "
" "150°C.....	88%	" "
" "175°C.....	97%	" "

Temp.máxima de destilación.....	197°C.
Volumen recogido.....	99%
Residuo.....	0.5%
Pérdidas en la destilación.....	0.5%

	En peso.
Hidrocarburos aromát.(Método del punto de anilina).	8.52%
Naftenos.....	32.58%
Azúfre (Lámpara).....	0.13%
Reacción	Ácida.
Prueba del Litargirio.....	Agria.
Prueba Doctor(Plumbito de sodio).....	Agria.
Prueba de corrosión del cobre..... (Mc Conrell-Sanders .-Hot Coppertest).....	0%

ANALISIS # 1.

Muestra de la gasolina sin tratar obtenida en la Destilación # 2.-

---

Densidad..... 0.7265
Olor..... No comercializable de H_2S
Color..... 1 - 2 Wilson.-

Destilación:-

Temp.inicial de ebullición.....			51°C.
10% en volumen destilada.....			83°C.
20% " " "			92°C.
30% " " "			100°C.
40% " " "			108°C.
50% " " "			116°C.
60% " " "			123°C.
70% " " "			130°C.
80% " " "			138°C.
90% " " "			154°C.
"			
Destilado a 75°C.....			4% en vol.
" "100°C.....			30% "
" "125°C.....			64% "
" "150°C.....			88% "
" "175°C.....			92% "

Temp.máxima de destilación.....197°C.
Volumen recogido..... 96%
Residuo..... 0.5%
Pérdidas en la destilación..... 0.5%

	En peso.
Hidrocarburos aromát.(Método del punto de anilina).	8.5%
Naftenos.....	32.5%
Azufre (Lámpara).....	0.13%
Resocín	Nada.
Prueba del Litergirio.....	Agria.
Prueba Doctor(Plumbito de sodio).....	Agria.
Prueba de corrosión del cobre..... (Mº Donnell-Sanders .-Hot Copperstrip).....	0%

ANÁLISIS # 2.

Muestra de la Kerosina sin tratar obtenida en la Destilación # 3.-

---

Densidad a 60°/60°F.....	0.795
Olor.....	No comerciable (H_2S)
Color.....	4 - 5 Wilson.-
Destilación:-	
Temp.inicial de ebullición.....	161°C.
10% en volumen destilado a.....	177.5°C.
20% " " " ".....	182.5°C.
30% " " " ".....	188°C.
40% " " " ".....	195°C.
50% " " " ".....	202°C.
60% " " " ".....	209°C.
70% " " " ".....	217°C.
80% " " " ".....	226.5°C.
90% " " " ".....	241°C.
Destilado a 175°C.....	7.5% en vol.-
" " 200°C.....	47.5% " "
" " 225°C.....	79.0% " "
" " 250°C.....	94.0% " "
Temp. máxima de destilación.....	272°C.
Volumen recogido.....	98.5%
Residuo.....	0.5%
Pérdidas de destilación.....	1.0%
Hidrocarburos aromáticos (B.P.M.)....	17.15% en peso
Densidad a 60°/60°F del aceite después del tratamiento anterior.....	0.772
Azúfre (Lámpara).....	0.53% en peso
Reacción.....	Ácida.
Prueba del agua de Bromo (No saturados)	Más de 25 c.c.
Prueba del Litargirio.....	Agria.-
Prueba Doctor (Plumbito de sodio).....	Agria.-
Temp.de inflamación (Abel-Pensky).....	115°F.
Viscosidad absoluta a 20°C.....	1.29 c.p.
Tendencia al humo.....	6.-

ANÁLISIS # 2.

Muestra de la Kerosina sin tratar obtenida en la Destilación # 3.-

Densidad a 60°/60°F.....	0.795
Olor.....	No comerciable (H_2S)
Color.....	4 - 5 Wilson.-
Destilación:-	
Temp. inicial de ebullición.....	161°C.
10% en volumen destilado a.....	177.8°C.
20% " " " "	182.5°C.
30% " " " "	188°C.
40% " " " "	195°C.
50% " " " "	202°C.
60% " " " "	209°C.
70% " " " "	217°C.
80% " " " "	228.5°C.
90% " " " "	241°C.
Destilado a 175°C.....	7.5% en vol.-
" " 200°C.....	47.5% " "
" " 225°C.....	79.0% " "
" " 250°C.....	94.0% " "
Temp. máxima de destilación.....	272°C.
Volumen recogido.....	98.5%
Residuo.....	0.5%
Pérdidas de destilación.....	1.0%
Hidrocarburos aromáticos (B.P.M.).....	17.15% en peso
Densidad a 60°/60°F del aceite desgrasado del tratamiento anterior.....	0.772
Azufre (Lámpara).....	0.53% en peso
Reacción.....	Ácida.
Prueba del agua de Bromo (No saturada)	Más de 25 c.c.
Prueba del Litargirio.....	Agria.-
Prueba Doctor (Plumbito de sodio).....	Agria.-
Temp. de inflamación (Abel-Penskv).....	115°F.
Viscosidad absoluta a 20°C.....	1.29 c.p.
Tendencia al humo.....	6.-

ANÁLISIS # 3.

Muestra de gasoil obtenido en la Destilación # 3.-

Densidad a 60°/60°F.....	0.841
Destilación:-	
Temperatura inicial de ebullición.....	243°C.
10% en volumen destilado.a.....	255.5°C.
20% " " " ".....	261°C.
30% " " " ".....	266°C.
40% " " " ".....	271°C.
50% " " " ".....	277°C.
60% " " " ".....	285°C.
70% " " " ".....	294°C.
80% " " " ".....	305°C.
90% " " " ".....	327°C.
Destilado a 250°C.....	3% en vol.
" " 275°C.....	47% " "
" " 300°C.....	75% " "
" " 325°C.....	89.5% en vol.
" " 350°C.....	95% " "
Temp.máxima de destilación.....	358.5°C.
Volumen recogido.....	98 c.c.
Residuo de destilación.....	1 c.c.
Pérdidas de destilación.....	1 c.c.
Temp.de inflamación (Pensky-Martens).....	240°F.
Viscosidad Redwood # 1 a 70°F.....	38 segundos.
Valor calorífico en calorías por gramo	10901
" " " B.Th.Us.por libra.	19622
Azúfre (Bomba).....	1.49% en peso
Asfalto duro.....	Trazas.
Agua y sedimentos.....	0.5% en vol.
Agua por destilación.....	0% " "
Temperatura de solidificación.....	5°F.
Color.- Lovebond 1/2" de celdilla.....	25.4-Serie 500
Hidrocarburos aromáticos(B.P.M.).....	22.15% en peso
Densidad a 60°/60°F del aceite después del tratamiento anterior.....	0.832
Viscosidad absoluta a 20°C.....	4.31 c.p.
Residuo de carbón (Conradson).....	0.03% en peso.

ANÁLISIS Nº 3.

Muestra de gasoil obtenido en la Destilación Nº 3.-

Densidad a 60°/60°F	0.841
Destilación:-	
Temperatura inicial de ebullición	243°C.
10% en volumen destilado	286.5°C.
20% " " " "	261°C.
30% " " " "	268°C.
40% " " " "	271°C.
50% " " " "	277°C.
60% " " " "	288°C.
70% " " " "	294°C.
80% " " " "	308°C.
90% " " " "	327°C.
Destilado a 250°C	3% en vol.
" " 275°C	17% " "
" " 300°C	75% " "
" " 325°C	89.5% en vol.
" " 350°C	95% " "
Temp.máxima de destilación	358.5°C.
Volumen recogido	98 c.c.
Residuo de destilación	1 c.c.
Pérdidas de destilación	1 c.c.
Temp.de inflamación (Pensky-Martens)	240°F.
Viscosidad Redwood Nº 1 a 70°F	38 segundos.
Valor calorífico en calorías por gramo	10901
" " " B.Th.U.s.por libra.	19622
Azufre (Bomba)	1.49% en peso
Asfalto duro	Trazas.
Agua y sedimentos	0.5% en vol.
Agua por destilación	0% " "
Temperatura de solidificación	5°F.
Color.- Lovibond 1/2" de celdilla	25.4-Serie 500
Hidrocarburos aromáticos(B.F.M.)	22.1% en peso
Densidad a 60°/60°F del aceite desgrasado del tratamiento anterior	0.832
Viscosidad absoluta a 20°C	4.31 c.p.
Residuo de carbón (Conradson)	0.03% en peso.

Innecesario parecerá la presentación larga de los datos anteriores, pero la deducción que se obtenga al observarlos nos dará su importancia comercial y técnica, más comercial que técnica, representadas en el consumidor y el productor respectivamente.-

Es necesaria la comparación entre las especificaciones prefijadas (calidad de los productos solicitados) y los datos de las pruebas ejecutadas en los productos crudos.- Si existe la diferencia entre ellas, caso nuestro, tendremos necedidad de usar algún medio que dé su igualdad, o cuando menos la proximidad tolerable, en otras palabras, habrá necesidad de presentar los medios de refinar el producto crudo.-

El hecho económico de la industria del aceite, estriba en la demanda de los combustibles que puedan fabricarse.- El hecho técnico descansa en la variación considerable de la naturaleza de la materia prima y de la tecnología.- Estos dos hechos demuestran que en lo que a esta industria concierne, la variación en las especificaciones no solamente son deseables sino necesarias.- Mas en todos los casos debe darse lo que el consumidor pida lo cual, visto desde el punto de vista exclusivamente técnico, debe ser un combustible que se queme completamente dentro de los cilindros de la máquina, que no forme depósitos de goma, que no origine productos que perjudiquen a la máquina, ya sea por contecto directo o por disolución o mezcla.-

Por otro lado, bien sabido es cómo el público no se acostumbra rápidamente a usar productos que no estén de acuerdo con la "standarización" a la cual está acostumbrado, costumbres comerciales que pueden tener poca justificación técnica pero que están basadas en opinión popular que afectan las especificaciones de una manera muy importante.- La refinación, pues, se impone.-

Refinación:- La gasolina y kerosina comerciales se refinan generalmente por un tratamiento con H_2SO_4 seguido por neutralización con solución de sosa cáustica.- Muchas gasolinas que ahora se refinan podrían sin duda emplearse satisfactoriamente sin recibir tratamiento químico pero, como dijimos, la práctica tradicional ha establecido sus límites, por negocio más que por razones técnicas.-

Como consecuencia de la producción de gasolinas de gran variedad de petróleos crudos, obtenidos por diversos procesos

Innecesario parecerá la presentación larga de los datos anteriores, pero la deducción que se obtenga al observarlos dará su importancia comercial y técnica, más comercial - que técnica, representada en el consumidor y el productor - respectivamente.-

Es necesaria la comparación entre las especificaciones - pretendidas (calidad de los productos solicitados) y los datos de las pruebas efectuadas en los productos crudos.- Si - existe la diferencia entre ellas, caso nuestro, tendremos necesidad de usar algún medio que dé su igualdad, o cuando menos la proximidad tolerable, en otras palabras, habrá necesidad de presentar los medios de refinar el producto crudo.-

El hecho económico de la industria del asfalto, estriba en la demanda de dos combustibles que pueden fabricarse.- El hecho técnico descansa en la variación constante de la naturaleza de la materia prima y de la tecnología.- Estos dos hechos demuestran que en lo que a esta industria concierne, la variación en las especificaciones no solamente son deseables sino necesarias.- Más en todos los casos debe darse lo que el consumidor pida lo cual, visto desde el punto de vista exclusivamente técnico, debe ser un combustible que se quema completamente dentro de los cilindros de la máquina, - que no forme depósitos de goma, que no origine productos que perjudiquen a la máquina, ya sea por contacto directo o por disolución o mezcla.-

Por otro lado, bien sabido es como el público no es - - acostumbra rápidamente a usar productos que no están de - - acuerdo con la "standarización" a la cual está acostumbrado, costumbres comerciales que pueden tener poca justificación - técnica pero que están basadas en opinión popular que efectan las especificaciones de una manera muy importante.- La - refinación, pues, se impone.-

Refinación:- La gasolina y keroseina comerciales se refinan generalmente por un tratamiento con H_2SO_4 seguido por - neutralización con solución de sosa cáustica.- Muchas gasolinas que ahora se refinan podrían sin duda emplearse satisfactoriamente sin recibir tratamiento químico pero, como últimamos, la práctica tradicional ha establecido sus límites, por negocio más que por razones técnicas.-

Como consecuencia de la producción de gasolinas de gran variedad de petróleos crudos, obtenidos por diversos procesos

térmicos, dan origen a variados métodos de refinación.- Los destilados directos obtenidos de los crudos de mejor calidad no requieren tratamiento, una redestilación con vapor es suficiente.- Algunos sólo se lavan con solución de plumbido de sodio, es el caso de los aceites mexicanos del Sur;-Tonalá , Teapa, etc.- Finalmente, hay otros, el de nuestro estudio es del caso, en los cuales debemos incluír todas las gasolinas hechas por cracking, que necesariamente deben tratarse primero con H_2SO_4 y después con un lavado alcalino, frecuentemente éste es plumbido de sodio.-

Ya que en la refinación cada caso presenta un problema particular y en vista de que la cantidad de reactivos, por más que se ha dicho, son exclusivamente datos de experimentación, pasaremos a presentar los pasos seguidos para encontrar tales datos prácticos aplicados al caso de nuestro estudio.-

Gasolina.- Nuestro problema en lo que a la gasolina se refiere, consiste en obtener un producto que contenga sólo 0.8% de azúfre, en vez de 0.13% del cual disponemos.- El caso se reduce a encontrar la cantidad de H_2SO_4 que reduzca a 0.8% de azúfre y la de plumbito de sodio que convierta al combustible en producto dulce.-

Sobre 1000c.c. de gasolina sin tratar se agrega una pequeña cantidad de H_2SO_4, sea 0.25% sobre el volumen del aceite.- Para los aceites mexicanos los ácidos de baja concentración no dan resultados satisfactorios, el de 100% de concentración, que usamos en nuestras pruebas, es el que debe usarse.-

Los 0.25% de ácido que emplearemos corresponden a 0.5 c.c.- El ácido debe ser cuidadosamente medido para no incurrir en errores lamentables.-

Se agrega el reactivo al aceite en un frasco con tapón esmerilado y se agita el sistema fuerte y continuamente procurando que la mezcla sea lo más íntima posible para que el ácido reaccione totalmente.- Después del tratamiento se deja reposar el "sludge" o alquitrán y se desaloja con cuidado para no tirar aceite y para no tener error al medirse la pérdida de volumen, dato que por interés del control merece la mayor atención posible.- Según esto tenemos:-

Nuevo volumen de la gasolina = 997 c.c. y por consiguiente el volumen del aceite absorbido en el tratamiento es de 3 c.c., que en porciento representa 0.3 sobre el aceite origi

térmicos, dan origen a varios métodos de refinación.- Los destilados directos obtenidos de los crudos de mejor calidad no requieren tratamiento, una redestilación con vapor es suficiente.- Algunos sólo se lavan con solución de plumbito de sodio, es el caso de los aceites mexicanos del Sur,-Tonalá, Tapa, etc.- Finalmente, hay otros, si de nuestro estudio es del caso, en los cuales debemos incluir todas las gasolinas- hechas por cracking, que necesariamente deben tratarse primero con H_2SO_4 y después con un lavado alcalino, frecuentemente éste es plumbito de sodio.-

Ya que en la refinación cada caso presenta un problema particular y en vista de que la cantidad de reactivos, por - nos que se ha dicho, son exclusivamente datos de experimentación, pasaremos a presentar los pasos seguidos para encontrar tales datos prácticos aplicados al caso de nuestro estudio.-

Gasolina.- Nuestro problema en lo que a la gasolina se- refiere, consiste en obtener un producto que contenga sólo - 0.8% de azufre, en vez de 0.15% del cual disponemos.- El caso se reduce a encontrar la cantidad de H_2SO_4 que reduzca a- 0.8% de azufre y la de plumbito de sodio que convierta el -- compuestible en producto dulce.-

Sobre 1000c.c. de gasolina sin tratar se agrega una pequeña cantidad de H_2SO_4, sea 0.25% sobre el volumen del aceite.- Para los aceites mexicanos los ácidos de baja concentración no dan resultados satisfactorios, el de 100% de concentración, que usamos en nuestras pruebas, es el que debe usarse.-

Los 0.25% de ácido que empleamos corresponden a 2.5 - c.c.- El ácido debe ser cuidadosamente medido para no incurrir en errores lamentables.-

Se agrega el reactivo al aceite en un frasco con tapón esmerilado y se agita el sistema fuerte y continuamente procurando que la mezcla sea lo más íntima posible para que el ácido reaccione totalmente.- Después del tratamiento se deja reposar el "sludge" o sipurtrín y se desecha con cuidado para no tirar aceite y para no tener error al medirse la pérdida de volumen, dato que- por interés del control merece la pena por atención posible.- Según esto tenemos:-

Nuevo volumen de la gasolina = 997 c.c. y por consiguiente el volumen del aceite absorbido en el tratamiento es de -- 3 c.c., que en porciento representa 0.3 sobre el aceite crudo

nal.-

Del aceite resultante se toma una pequeña porción que se lava con agua suficiente en repetidas ocasiones, se endulza con plumbito de sodio y se prueba para contenido de azúfre.- La prueba verificada en nuestro caso dió 0.092%, resultado que aún dista del límite estipulado y un nuevo tratamiento se hace necesario.-

Trataremos los 790 c.c. restantes de aceite con otros 0.25% de H_2SO_4 de 100% de concentración.- La cantidad de ácido que debemos agregar será entonces:

100 : 0.25 :: 790 : x ; x = 1.98 c.c.-

El tratamiento se verifica de manera análoga a la ya descrita y de él se obtuvieron:- 788.5 c.c. como nuevo volumen de la gasolina, o sea una absorción de 1.5 c.c., que enporciento del aceite tratado equivale a 790 : 100 :: 1.5: X; X = 0.19%.-

Total de la absorción hasta ahota = 0.49% sobre la gasolina sin tratar.-

Una nueva prueba para conocer el contenido de azúfre nos dió 0.06%, número que nos indica habernos excedido del límite deseado, no obstante trataremos de localizar la cantidad exactamente necesaria.-

Para el objeto nos sirve la Fig. 2.- En la parte designada (1) los puntos a, b y a' b', nos representan los valores encontrados en los dos tratamientos anteriores.- Observando la curva localizaremos fácilmente los puntos c y c' (0.35% de H_2SO_4 usado, 100%, de concentración, y 0.37% de gasolina absorbida) correspondientes al valor de 0.08% de azúfre que resuelve el problema.-

Sbemos que no todos los compuestos de azúfre son eliminados en el tratamiento con H_2SO_4, en nuestro caso, debido al contenido de Mercaptanos.- Para "endulzar", en términos de la industria, nuestro aceite, diferentes pruebas experimentales nos llevaron a la conclusión de ser necesario 1.5% en volumen de plumbito de sodio de 16% de concentración.-

tal.-

Del aceite resultante se toma una pequeña porción que se lava con agua suficiente en repetidas ocasiones, se añade con plumbito de sodio y se pruebe para contenido de azufre.- La prueba verificada en nuestro caso dió 0.09%, resultado que aún dista del límite estipulado y un nuevo tratamiento se hace necesario.-

Trataremos los 790 c.c. restantes de aceite con otros 0.25% de H_2SO_4 de 100% de concentración.- La cantidad de ácido que debemos agregar será entonces:

100 : 0.25 :: 790 : x ; x = 1.98 c.c.-

El tratamiento se verifica de manera análoga a la ya descrita y de él se obtuvieron:- 788.5 c.c. como nuevo volumen de la gasolina, o sea una absorción de 1.5 c.c., que en porcentaje del aceite tratado equivale a 790 : 100 :: 1.5: X; X = 0.19%.-

Total de la absorción hasta ahora = 0.49% sobre la gasolina sin tratar.-

Una nueva prueba para conocer el contenido de azufre nos dió 0.06%, número que nos indica habernos excedido del límite deseado, no obstante trataremos de localizar la cantidad exactamente necesaria.-

Para el objeto nos sirve la Fig. 2.- En la parte designada (1) los puntos a, b y a' b', nos representan los valores encontrados en los dos tratamientos anteriores.- Observando la curva localizaremos fácilmente los puntos c y c' (0.33% de H_2SO_4 usado, 100% de concentración, y 0.33% de gasolina absorbida) correspondientes al valor de 0.06% de azufre que resuelve el problema.-

Sabemos que no todos los compuestos de azufre son eliminados en el tratamiento con H_2SO_4, en nuestro caso, debido al contenido de Mercaptanos.- Para "endulzar", en términos de la industria, nuestro aceite, diferentes pruebas experimentales nos llevaron a la conclusión de ser necesario 1.5% en volumen de plumbito de sodio de 16% de concentración.-

ANÁLISIS # 4.

Muestra de la gasolina tratada con 0.5% de H_2SO_4 , - - 100% de concentración, y con 1.5% de plumbito de sodio.-

---

Densidad.....	0.727
Olor.....	Comerciable.-
Color.....	0-1 Wilson.-
Destilación:-	
Temp. inicial de ebullición.....	53°C.
10% en voluem destiló a	84°C.
20% " " " " " ".....	93°C.
30% " " " " "	101°C.
40% " " " " "	109°C.
50% " " " " "	118°C.
60% " " " " "	123°C.
70% " " " " "	129°C.
80% " " " " "	138°C.
90% " " " " "	154°C.
Destiló a 75°C.....	4% en vol.-
" "100°C.....	29.5% en vol.
" "125°C.....	63% " " "
" "150°C.....	88% " " "
" "175°C.....	97% " " "
Temperatura máxima de destilación....	197°C.
Volumen recogido.....	99%
Residuo.....	0.5%
Pérdidas.....	0.5%
Hidrocarburos aromát.(punto de anilina)...	8.50% en peso.
Naftenos.....	32.59% " "
Azúfre (Lámpara).....	0.06% " "
Reacción.....	Neutra.-
Prueba de agua de bromo.- Insaturados.....	Negativa.-
Prueba del Litargirio.....	Dulce.-
Prueba "Doctor".....	Dulce.-
Prueba de corrosión del cobre.-M.c Connell Sanders.- Hot Copper Test.....	80%

ANALISIS # 4.

Muestra de la gasolina tratada con 0.3% de H_2SO_4, - - 100% de concentración, y con 1.3% de plumbito de sodio.-

---

Densidad.....	0.727
Olor.....	Comercialable.-
" " " Color.....	O-1 Wilson.-
Destilación:-	
" Temp. inicial de ebullición.....	53°C.
" 10% en volumen destilé a	84°C.
" 20% " " " " ".....	93°C.
30% " " " " "	101°C.
40% " " " " "	109°C.
50% " " " " "	118°C.
60% " " " " "	123°C.
70% " " " " "	129°C.
80% " " " " "	138°C.
90% " " " " "	154°C.
Destiló a 75°C.....	4% en vol.-
" "100°C.....	29.5% en vol.
" "125°C.....	83% " " "
" "150°C.....	89% " " "
" "175°C.....	97% " " "
Temperatura máxima de destilación....	197°C.
Volumen recogido.....	98%
Residuo.....	6.5%
Pérdida.....	0.5%
Hidrocarburos aromát.(punto de anilina)...	8.30% en peso.
Naftenos.....	32.5% " "
Azufre (Lámpara).....	0.05% " "
Reacción.....	Neutra.-
Prueba de agua de bromo.- Insaturados.....	Negativa.-
Prueba del Litergirio.....	Dulce.-
Prueba "Doctor".....	Dulce.-
Prueba de corrosión del cobre.-M. Connell	
Sandere.- Hot Copper Test.....	80%

Kerosina.- El problema de refinación consiste en reducir el azúfre de 0.53% a 0.18%.- La adición del ácido y el método del tratamiento son asuntos que ya conocemos.-

Así tenemos:- Primer tratamiento.-

6.6 c.c. de kerosina que trataremos con 1% de ácido = 66 c.c.-

Como resultado del tratamiento obtenemos:- 654.6 c.c. de aceite y 5.4 c.c. de absorción, equivalentes en porciento sobre volumen a: 660 : 100 :: 5.4 : X ; X = 0.818%.- Contenido de azúfre después de este tratamiento:- 0.28%.-

Segundo tratamiento:-

600 c.c. de kerosina para tratarse con 0.5% de ácido: = = 3 c.c.-

Después del efecto tenemos: 597 c.c. de aceite y 3 c.c.- de absroción, equivalentes a 0.5%.- Porciento de azúfre después de este segundo tratamiento:- 0.236%.-

Tercer tratamiento:-

550 c.c. de aceite a tratarse con 0.5% de ádido = 2.75 c.c.-

Como resultado se tienen:- 547.8 c.c. de kerosina; 2.2 - c.c. de absorción, corresponden a: 550 : 100 :: 2.2 : X ; X = = 0.4% en volumen.- Azúfre contenido después de este tratamiento = 0.189%, dato que nos pone en los límites deseados.-

Los totales serán entonces:- Ácido = 2% en volumen sobre la kerosina original de 0.53% de azúfre.- Aceite absorbido en el tratamiento:- 1.718% en volumen de la misma kerosina -- original.-

Si verificamos las pruebas del litargirio y Doctor sobre la kerosina del tratamiento anterior, naturalmente después de haber lavado con agua lo necesario, encontramos sus resultados "agrios".- Sólo un tratamiento de álcali nos dará su reacción "dulce".- Este tratamiento se verifica en al laboratorio son plumbito de sodio, en la planta no se usa esta solución - para kerosina por resultar cara.- En la neutralización de los agitadores se emplea aproximadamente 0.75% de una solución Na OH de 4°Be , según veremos en el tratamiento industrial. Con esto queremos decir que la cantidad de plumbito de sodio no fué medida por ser dato innecesario.-

En la Fig. 2 la curva designada (2) es la graficación de los datos del tratamiento ácido de la kerosina.- Estas cu son de interés en toda refinería, en la investigación de

Kerosina.- El problema de refinación consiste en reducir el azufre de 0.35% a 0.10%.- La adición del ácido y el método del tratamiento son asuntos que ya conocemos.-

Así tenemos:- Primer tratamiento.-

6.8 c.c. de kerosina que trataremos con 1% de ácido = 68 c.c.-

Como resultado del tratamiento obtenemos:- 654.6 c.c. del aceite y 5.4 c.c. de absorción, equivalentes en porcentaje sobre volumen a: 680 : 100 :: 5.4 : X ; X = 0.81%.- Contenido de azufre después de este tratamiento:- 0.29%.-

Segundo tratamiento:-

600 c.c. de kerosina para tratarse con 0.3% de ácido: = = 3 c.c.-

Después del efecto tenemos: 597 c.c. de aceite y 3 c.c.- de absorción, equivalentes a 0.5%.- Porcentaje de azufre después de este segundo tratamiento:- 0.232%.-

Tercer tratamiento:-

550 c.c. de aceite a tratarse con 0.3% de ácido = 2.75 c. c.-

Como resultado se tienen:- 547.8 c.c. de kerosina; 2.2 - c.c. de absorción, correspondien a: 550 : 100 :: 2.2 : X ; X = = 0.4% en volumen.- Azufre contenido después de este tratamiento = 0.18%, dato que nos pone en los límites deseados.-

Los totales serán entonces:- Ácido = 3% en volumen sobre la kerosina original de 0.3% de azufre.- Aceite absorbido en el tratamiento:- 1.71% en volumen de la misma kerosina original.-

Si verificamos las pruebas del litergirio y Doctor sobre la kerosina del tratamiento anterior, naturalmente después de haber lavado con agua lo necesario, encontramos sus resultados "agrios".- Sólo un tratamiento de difícil nos dará un resultado "dulce".- Este tratamiento se verifica en el laboratorio con plumbito de sodio, en la planta no se usa esta solución - para kerosina por resultar cara.- En la industrialización de los aguitadores se emplea aproximadamente 0.75% de una solución de Na OH de 40°Be , según veremos en el tratamiento industrial.- Con esto queremos decir que la cantidad de plumbito de sodio no fué medida por ser dato innecesario.-

En la Fig. 2 la curva designada (2) es la graficación de los datos del tratamiento ácido de la kerosina.- Estas curvas son de interés en toda refinería, en la investigación de tra-

tamientos para aceites desconocidos y pueden hacerse en la extensión que se desea, por lo común dentro de los límites del contenido de azúfre comercial y oficialmente aceptado, y ajustándose al caso particular del crudo disponible y a los productos que se fabriquen.- De esta manera cualquier caso particular de tratamiento puede localizarse dentro de los datos de la curva y se evita el trabajo de nuevas investigaciones para cada caso.-

Ahora presentamos los datos de la kerosina tratada anteriormente.-

ANÁLISIS # 5.

Muestra de la kerosina tratada con 2% de H_2SO_4, 100% de concentración, y vuelta dulce con plumbito de sodio.-

---

Densidad a 60°/60°F.....	0.792
Olor.....	Comerciable.-
Color.....	2 - 3 Wilson.-
Destilación:-	
Temp.inicial de ebullición.....	159°C.
10% en volumen destilado a	176°C.
20% " " " "	180.5°C.
30% " " " "	187.5°C.
40% " " " "	194°C.
50% " " " "	201°C.
60% " " " "	208°C.
70% " " " "	216°C.
80% " " " "	225°C.
90% " " " "	238.5°C.
Destilado a 175°C.....	9% en vol.-
" " 200°C.....	49% " "
" " 225°C.....	80% " "
" " 250°C.....	94.5% en vol.-
Temp.máxima de destilación.....	270.5°C.
Volumen recogido.....	98.5 c.c.
Residuo.....	0.5 c.c.
Pérdidas.....	1.0 c.c.
Hidrocarburos aromáticos (B.P.M.).....	16.07% en peso.
Densidad a 60°/60°F. después del tratamiento anterior.....	0.774

tamientos para asfaltos desconocidos y pueden hacerse en la extensión que se desee, por lo común dentro de los límites del contenido de azufre comercial y oficialmente aceptado, y ajustándose al caso particular del crudo disponible y a los productos que se fabriquen.- De esta manera cualquier asfalto particular de tratamiento puede localizarse dentro de los datos de la curva y se evita el trabajo de nuevas investigaciones para cada caso.-

Ahora presentamos los datos de la kerosina tratada anteriormente.-

ANÁLISIS # 5.

Muestra de la kerosina tratada con 2% de H_2SO_4, 100% de concentración, y vuelta destilar con pequeño exceso.-

---

Densidad a 60°/60°F.	0.792
Olor	Comercial.-
Color	2 - 3 Wilson.-
Destilación:-	
Temp. inicial de ebullición	159°C.
10% en volumen destilado a	176°C.
20% " " " "	180.5°C.
30% " " " "	187.5°C.
40% " " " "	194°C.
50% " " " "	201°C.
60% " " " "	208°C.
70% " " " "	216°C.
80% " " " "	225°C.
90% " " " "	238.5°C.
Destilado a 175°C	% en vol.-
" " 200°C	4% " "
" " 225°C	80% " "
" " 250°C	94.5% en vol.-
Temp. máxima de destilación	270.5°C.
Volumen recogido	98.5 c.c.
Residuo	0.5 c.c.
Pérdida	1.0 c.c.
Hidrocarburos aromáticos (B.P.M.)	16.07% en peso.
Densidad a 60°/60°F. después del tratamiento con agitador	0.774

Azúfre (Lámpara).....	0.189%
Reacción.....	Neutra.-
Prueba del agua de bromo.....	Negativa.-
Prueba del litargirio.....	Dulce.-
Prueba Doctor.....	Dulce.-
Temp.de inflamación(Abel-Pensky)....	116.5°F.
Viscosidad absoluta a 20°E.....	1.28 c.p.
Tendencia al humo.....	4-5.-

Gasoil.- Los datos presentados en el análisis # 3 están, más o menos, de acuerdo con las especificaciones deseadas, -- así es que tales características serán las propiedades fina-- les del producto en nuestro estudio.- Generalmente el uso del gas-oil no requiere más de una primera destilación y ausencia de tratamiento químico, naturalmente si las propiedades finales están de acuerdo con las especificaciones deseadas.- Si - tal no sucede, será menester una corrección, bien por aumento de productos ligeros, por mezcla, o por reducción de contenidos pesados en una redestilación.- En algunos casos puede refinarse el gas-oil si así se desea, por ejemplo, para obtener gasoils bajos en su contenido de azúfre e incoloros.-

Observaciones especiales.- La volatilidad es prueba quedebe considerarse como de las más importantes, sobre todo enlos productos ligeros para motores.- Estos productos pueden - considerarse constituídos por tres porciones:- 1/a.) De la baja ebullición, porción volátil, de gran valor en principio.-- 2/a.) Intermediaria, o cuerpo.- 3/a.) Potencial, cuya canti-- dad debe estar de acuerdo con la capacidad del carburador, de tal manera que al volatilizarse se queme completamente.- Esta parte potencial es la de más alta ebullición de las tres, pero no deberá tener un punto de ebullición tan alto que produzca una cantidad excesiva de carbón en los cilindros que pro-- duzca averías en los rings del pistón, originando de esta manera soluciones con los aceites lubricantes.- Por tales motivos es evidente que el mejor producto ligero es el que ha sido mezclado propiamente en sus tres partes constitutivas.-

Se verá si un producto ligero ha sido propiamente mezcado representando gráficamente en la llamada "curva de destición" los datos de una "corrida", pudiendo descubrir en ella- una mezcla imperfecta.- La continuidad de la curva nos pondrá

Azufre (Lámpara).....	0.189%
Reacción.....	Neutra.-
Prueba del agua de bromo.....	Negativa.-
Prueba del Litargirio.....	Dulce.-
Prueba Doctor.....	Dulce.-
Temp.de inflamación(Abel-Penskÿ)....	118.5°F.
Viscosidad absoluta a 20°F.....	1.28 c.p.
Tendencia al humo.....	4+5.-

Gasoil.- Los datos presentados en el análisis 3 están, más o menos, de acuerdo con las especificaciones deseadas, -- así es que tales características serán las propiedades fisicas del producto en nuestro estudio.- Generalmente el uso del gas-oil no requiere más de una primera destilación y enseguida tratamiento químico, naturalmente si las propiedades físicas están de acuerdo con las especificaciones deseadas.- Si tal no sucede, será menester una corrección, bien por aumento de productos ligeros, por mezcla, o por reducción de contenido pesados en una redestilación.- En algunos casos puede refinarse el gas-oil si así se desea, por ejemplo, para obtener gasoils bajos en su contenido de azufre e inodoros.-

Observaciones especiales.- La volatilidad es prueba que debe considerarse como de las más importantes, sobre todo en los productos ligeros para motores.- Estos productos pueden considerarse constituidos por tres porciones:- 1/a.) De la ebullición, porción volátil, de gran valor en principio.-- 2/a.) Intermediaria, o cuerpo.- 3/a.) Potencial, cuya cantidad debe estar de acuerdo con la capacidad del carburador, de tal manera que si volatilizarse se quema completamente.- Esta parte potencial es la de más alta ebullición de las tres, pero no debera tener un punto de ebullición tan alto que produzca una cantidad excesiva de carbón en los cilindros que ocasiona averías en los rings del pistón, originando de esta manera soluciones con los aceites lubricantes.- Por tales motivos se evidente que el mejor producto ligero es el que ha sido mezclado proporcionalmente en sus tres partes constitutivas.-

Se verá si un producto ligero ha sido proporcionalmente mezclado representando gráficamente en la llamada "curva de destilación" los datos de una "corrida", pudiendo describir en cifras una mezcla imperfecta.- La continuidad de la curva nos pondrá

en el primer caso y su irregularidad nos marcará el segundo caso o una destilación imperfecta.-

En la Fig. 3 hemos representado las curvas de destilación, antes y después del tratamiento, para los destilados de nuestro estudio.- En ellas tenemos marcados los volúmenes que destilaron a las temperaturas de 100°, 200° y 300°C., respectivamente para gasolina, kerosina y gasoil, que en términos prácticos es a lo que se llama volatilidad.- Este dato es interesante como norma pero de ninguna manera debe mirarse como concluyente, se le debe agrupar con las temperaturas inicial y final de destilación con cuyos datos puede ya hacerse una mejor distinción del producto, en lo que se refiere a calidad.-

en el primer caso y su irregularidad nos marcará el segundo caso o una destilación imperfecta.-

En la Fig. 3 hemos representado las curvas de destilación, antes y después del tratamiento, para los destilados de nuestro estudio.- En ellas tenemos marcados los volúmenes que destilaron a las temperaturas de 100°, 200° y 300°C., respectivamente para gasolina, kerosene y gasoil, que en términos prácticos es a lo que se limita volatilidad.- Este dato es interesante como norma pero de ninguna manera debe mirarse como concluyente, ya le debe agregar con las temperaturas inicial y final de destilación con cuyos datos puede ya hacerse una mejor distinción del producto, en lo que se refiere a calidad.-

ESTUDIO INDUSTRIAL.

Localización del sitio para la Refinería.-

La localización de una planta para refinar aceite depende principalmente del abastecimiento de crudo, de los mercados y de las facilidades de transportes.-

El sitio ideal para una planta refinadora deberá poseer las siguientes características:-

Facilidades de transporte para el material crudo.- El aceite crudo se acarrear por oleoductos, barcos-tanques y carros-tanques.- Estos últimos se usan muchos para el embarque de los productos parcialmente refinados.- Podemos también comprender entre los materiales crudos al carbón, en caso de usarse como combustible, a los ácidos y álcalis, la tierra de fuller y el abastecimiento de toda clase.-

Es innecesario decir que el transporte por ferrocarriles de mucha importancia y que deberán preferirse lugares endonde existen dos o más en competencia.- Si se cuenta con vías fluviales o marítimas deberán ser investigadas las condiciones del canal y las facilidades de navegación; para los barcos-tanques es de recomendarse un calado mínimo de 25 - 30 pies.- Así mismo, en climas fríos se investigarán las condiciones de navegación para el invierno y debe asegurarse una cantidad suficiente de crudo para los períodos cerrados a la navegación.-

Facilidades de transporte para los productos finales.- Carros-tanques, barcos-tanques, chalanes y envases es lo que más frecuentemente se usa en el transporte de productos terminados y es a lo que debe tenderse al buscarse facilidades de transporte de productos terminados.- Las tuberías se usan también, en extensión limitada, para este caso.-

Topografía adecuada.- El sitio ideal, desde este punto de vista, sería una superficie inclinada gradualmente a una bahía o corriente de agua navegable.- Un terreno cuadrado o rectangular se prestará más fácilmente al arreglo propio.- La vía del ferrocarril debería acercarse lo más posible a la línea de agua.-

ESTUDIO INDUSTRIAL.-

Localización del sitio para la Refinería.-

La localización de una planta para refinar aceite depende de principalmente del abastecimiento de crudo, de los mercados y de las facilidades de transportes.-

El sitio ideal para una planta refinadora deberá poseer las siguientes características:-

Facilidades de transporte para el material crudo.- El aceite crudo se acarrear por oleoductos, barcos-tanques y carros-tanques.- Estos últimos son muy buenos para el embarque de los productos parcialmente refinados.- Podemos también comprender entre los materiales crudos el carbón, en caso de usarse como combustible, a los ácidos y álcalis, las tierras de fullar y el abastecimiento de toda clase.-

Es innecesario decir que el transporte por ferrocarril es de mucha importancia y que deberá preferirse lugares en donde existen dos o más en competencia.- Si se cuenta con vías fluviales o marítimas deberán ser investigadas las condiciones del canal y las facilidades de navegación, para los barcos-tanques es de recomendarse un calado mínimo de 25 - 30 pies.- Así mismo, en ciertos casos se investigarán las condiciones de navegación para el invierno y debe asegurarse una cantidad suficiente de crudo para los periodos cerrados a la navegación.-

Facilidades de transporte para los productos finales.- Carros-tanques, barcos-tanques, chalanes y barcazas es lo que más frecuentemente se usa en el transporte de productos terminados y es a lo que debe tenderse al buscarse facilidades de transporte de productos terminados.- Las tuberías se usan también, en extensión limitada, para este caso.-

Topografía adecuada.- El sitio ideal, desde este punto de vista, sería una superficie inclinada gradualmente a una bahía o corriente de agua navegable.- Un terreno quebrado o rectangular es preferir más fácilmente al arreglo propio.- La vía del ferrocarril debería acercarse lo más posible a la línea de agua.-

Los requerimientos anteriores no son muy fáciles de obtener.- Muchas veces sólo se cuenta con terrenos bajos y pantanosos que tienen que rellenarse por lo que deben tomarse precauciones para quedar siempre arriba de la alta marea.- Muchas plantas antiguas han sido seriamente lesionadas por haber olvidado esta simple precaución.-

En terrenos altos hay que investigar la orientación de las corrientes fluviales; una avenida en una fundación petrolera puede acarrear consecuencias desastrosas.-

Calidad del terreno para la fundación.- Las cargas que soporta el suelo para refinerías son moderadas, las de los tanques no exceden de 1 a 1.5 toneladas por pie cuadrado, siendo casi las totales.- Un suelo de arena, arcilla o grava es el más apropiado para el sitio.- Este carácter del terreno es el más adecuado para todas las cargas.-

Antes de adquirir un sitio donde la energía del suelo es dudosa deberán verificarse las pruebas necesarias.- En algunos casos el egreso necesario para preparar la cimentación de un terreno mal escogido resulta tan excesivo que perjudica seriamente el éxito financiero de la empresa.-

Amplio abastecimiento de agua.- Este asunto es uno de los más importantes, las cantidades de este elemento requeridas varían con el aarácter de la planta.- Como guía general son necesarios alrededor de 500.000 galones de agua por cada 1000 bbls. del crudo consumido, para las plantas que fabriquen la serie completa de productos.- Para plantas primerias, con pocas redestilaciones, esta cantidad puede reducirse hasta a una tercera parte.- Estas cifras incluyen el agua necesaria para abastecimiento de calderas.-

Para las calderas toda el agua requerida será dulce, así como la necesaria para el tratamiento químico.- Si el sitio es adyacente a fuente de agua dulce el problema es simple, pero si no habrá que hacer localizaciones y perforaciones o abastecer por bombeo de un sitio distinto.- La cantidad de agua necesaria para estos últimos menesteres debe tomarse como el 30% del total requerido en la planta y es práctica general compararla con la producida por la fuente disponible poniendo suficiente atención a la calidad.- En lugares donde el agua es escasa se han empleado torres condensadoras pero este método es costoso y antes de usarse deberá ser comparado cuidadosamente con la erogación necesaria de cualquier

Los requerimientos anteriores no son muy fáciles de obtener.- Muchas veces sólo se cuenta con terrenos bajos y pantanosos que tienen que rellenarse por lo que deben tomarse precauciones para ganar siempre arriba de la alta marea.- Muchas plantas antiguas han sido seriamente lesionadas por haber olvidado esta simple precaución.-

En terrenos altos hay que investigar la orientación de las corrientes fluviales; una avenida en una fundación petrolera puede acarrear consecuencias desastrosas.-

Calidad del terreno para la fundación.- Las cargas que soporta el suelo para rellenos son moderadas. Las de los tanques no exceden de 1 a 1.5 toneladas por pie cuadrado, siendo casi las mínimas.- Un suelo de grava, arcilla o greda es el más apropiado al efecto.- Este condicionar del terreno es el más adecuado para todas las cargas.-

Antes de adquirir un sitio donde la energía del suelo se dudosa deberán verificarse las pruebas necesarias.- Un agujero cavado al efecto necesario para permitir la determinación de un terreno mal escogido resulta con excesivo gasto perjudicar seriamente el éxito financiero de la empresa.-

Amplio abastecimiento de agua.- Este asunto es uno de los más importantes, las cantidades de esta elemento requeridas varían con el tamaño de la planta.- Como guía general son necesarios alrededor de 500.000 galones de agua por cada 1000 bbls. del crudo tratado, para las plantas que fabrican la serie completa de productos.- Para plantas primitivas, con poca redestilación, esta cantidad puede reducirse hasta a una tercera parte.- Estas cifras incluyen el agua necesaria para abastecimiento de calderas.-

Para las calderas todo el agua requerida será dulce.- así como la necesaria para el tratamiento químico.- Si el sitio es adyacente a fuente de agua dulce el problema es simple, pero si no habrá que hacer instalaciones y perforaciones, o abastecer por bombeo de un sitio distinto.- La cantidad de agua necesaria para estos últimos menesteres debe tomarse como el 30% del total requerido en la planta y es práctica general compararla con la producida por la fuente disponible pondrando suficiente atención a la calidad.- En lugares donde el agua es escasa se han empleado torres condensadoras pero este método es costoso y antes de usarse deberá ser comparado cuidadosamente con la erogación necesaria de cualquier

otro medio de obtención.- El 70% restante será de agua de baja calidad o salada y se usará solamente para condensadores, contraincendios y usos generales; éste recurso comprenderá un sistema de doble tubería a lo largo de la planta.-

Condiciones para un buen drenaje.- Juntamente con el dispositivo usual para la eliminación de las aguas de lluvia el ingeniero deberá tener en consideración el arreglo necesario para eliminar las aguas de los condensadores y el desperdicio general de la refinería.- Este deshecho, imposible de evitar, frecuentemente lleva aceite y sustancias químicas derramadas que fácilmente originan corrientes de contaminación.- Ya que los requisitos públicos son extrictos y limitados en este asunto, deberán tenerse en cuenta la proximidad de vecindades, los requisitos del agua fabril, así como las leyes particulares del lugar, antes de usar una corriente como evacuación del deshecho.-

Fácil obtención de operarios.- En ciudades bien definidas el problema de obtener empleados expertos se simplifica. El trabajador del proceso es generalmente establecido y seguro facilitando así la mano de obra.- Se aconseja por lo tanto, al localizar el sitio para la refinería, la cercanía a las grandes ciudades para el abastecimiento mecánico y trabajo común.- Es indudable que el cambio de relevos en estos lugares es más fácil que en una planta localizada en parte rural.- Sin embargo muchas compañías aisladas tienen construídas casas para sus empleados.- En síntesis, este asunto es de mucha importancia y debería recibir la debida consideración.-

Conclusiones.- A estas exigencias generales y en vista de las condiciones particulares de nuestro problema nos hemos atenido para escoger como lugar apropiado para nuestra refinería la margen derecha del río Pánuco, en Chijól, Ver., según dejamos asentado en el cálculo del Oleoducto necesario.

Area requerida.- Tanquería.-

A causa de las diferentes etapas de que se compone el proceso de refinación no puede aplicarse una regla general a todas las plantas.- Podemos, sin embargo, presentar algunos datos de los cuales se puede obtener un cálculo bastante aproximado de la extensión del terreno necesario.-

otro medio de obtención.- El 70% restante será de agua de igual calidad o salada y se usará solamente para condensadores, contraincendios y usos generales; éste recurso comprenderá un sistema de doble tubería a lo largo de la planta.-

Condiciones para un buen drenaje.- Juntamente con el dispositivo usual para la eliminación de las aguas de lluvia el ingeniero deberá tener en consideración el arreglo necesario para eliminar las aguas de los condensadores y el desperdicio general de la refinería.- Este desecho, imposible de evitar, frecuentemente lleva aceite y sustancias químicas desarrolladas que fácilmente originan corrientes de contaminación.- Ya que los requisitos públicos son estrictos y limitados en este asunto, deberán tenerse en cuenta la proximidad de ciudades, los requisitos del agua fluvial, así como las leyes particulares del lugar, antes de usar una corriente como evacuación del desecho.-

Fácil obtención de operarios.- En ciudades bien definidas en el problema de obtener empleados expertos es simplísimo. El trabajador del proceso es generalmente establecido y se-guro facilitando así la mano de obra.- Se acomoda por lo tanto, al localizar el sitio para la refinería, la cercanía a las grandes ciudades para el abastecimiento moderno y trabajo común.- Es indudable que el cambio de relevo en estos lugares es más fácil que en una planta localizada en parte rural.- Sin embargo muchas compañías aisladas tienen construidas casas para sus empleados.- En ainteis, este asunto es de mucha importancia y deberá recibir la debida consideración.-

Conclusiones.- A estas exigencias generales y en vista de las condiciones particulares de nuestro problema nos hemos atenido para escoger como lugar apropiado para nuestra refinería la margen derecha del río Paguo, en Chiñí, Ver. según detallamos asentado en el cálculo del Diagrama necesario.

Area requerida.- Tamaño.-

A causa de las diferentes etapas de que se compone el proceso de refinación no puede aplicarse una regla general a todas las plantas.- Pudiendo, sin embargo, presentar algunos datos de los cuales se puede obtener un cálculo bastante aproximado de la extensión del terreno necesario.-

Una refinería que se abastece de crudo por ferrocarril o transporte por agua, deberá tener un almacenaje mínimo de crudo para tres meses.- Para una cercana a los pozos y abastecida por Oleoducto puede reducir su provisión a dos meses.

La capacidad de almacenaje, de acuerdo con los requisitos de las compañías de seguros, asciende a 9500 bbls., por acre, si se usan tanques de 55000bbls. o a 11200 bbls. por acre usando tanques de 65000 bbls.- Muchas compañías exceden estas cantidades en un 20 - 25%, pagando por ello, si se asegura, un premio muy elevado.-

El almacenaje de los productos terminados, necesario para tomar ventajas en el mercado, no deberá ser menor de la cantidad de tres meses, tomado en rendimientos del crudo, eliminando el coke y las pérdidas de refinación.-

Los tanques para lubricantes y parafinas pueden agrupar se más juntos que los tanques de aceites crudos.- El número para esos tanques de almacenamiento es de 20 000 a 25 000 bbls. por acre.-

Las refinerías que "corren" todos los derivados a la vez que tienen recuperación de ácido, talleres, almacenes, departamento de envases y barriles, deberán ocupar diez a doce acres por cada mil barriles de aceite tratados en un día, exclusive del espacio para almacenaje de crudo y productos finales.- En plantas primarias se ocuparán alrededor de cinco acres por mil barriles de crudo corridos.- Para plantas más cercanas a las completas, pero no de todos los productos, el terreno necesario es de cinco a diez acres por mil barriles diarios.- Estos datos para la refinería incluyen al espacio para tanques de trabajo y de productos intermedios.-

De esta manera tenemos que para nuestra planta primaria de 30,000 bbls. diarios y abastecida por oleoducto necesitamos:-

Una refinería que no abastece de crudo por ferrocarril o transporte por agua, deberá tener un almacenaje mínimo de crudo para tres meses.- Para una corrente a los ponce y abastecida por oleoducto puede reducir su provisión a dos meses.

La capacidad de almacenaje, de acuerdo con los requisitos de las compañías de seguros, asciende a 250.000 bbls., por ahora, si es una tanque de 55000bbls. o a 11.500 bbls. por ahora usando tanques de 5500 bbls.- Muchas compañías exceden estas cantidades en un 20 - 30%, pagando por ello, si se asegura, un premio muy elevado.-

El almacenaje de los productos terminados, necesario para tener ventajas en el mercado, no deberá ser menor de la cantidad de tres meses, tomado en rendimientos del crudo, -- atendiendo el coste y las dificultades de refinación.-

Los tanques para lubricantes y parafinas pueden agruparse más juntos que los tanques de aceites crudos.- El número para esos tanques de almacenamiento es de 20 000 a 25 000 bbls. por mes.-

Las refinerías que"corren"todos los derivados a la vez que tienen repoblación de crudo, talleres, almacenes, depósitos de envases y barriles, deberán contar dicha a doce -- meses por cada mil barriles de aceite tratados en un día, exclusive del espacio para almacenaje de crudo y productos finales.- En plantas primarias se ocuparán alrededor de cinco meses por mil barriles de crudo corrido.- Para plantas más cercanas a las completas, pero no de todos los productos, el terreno necesario es de cinco a diez meses por mil barriles distrito.- Estos datos para la refinería incluyen el espacio para tanques de trabajo y de productos intermedios.-

De esta manera tenemos que para nuestra planta primaria de 30,000 bbls. diarios y abastecida por oleoducto necesitamos:-

Abastecimiento para dos meses, 1.800,000 bbls. de crudo a 9.500 bbls. por acre.....	189.5 acre
Rendimiento para tres meses, 810,000 bbls.(30%)de productos terminados a 9.500 bbls. por acre.....	85.5 "
Residuo o "Tar" de tres meses, menos el 3% de pérdidas totales, 1.809.000 bbls. a 25.000 bbls. por acre.....	72.5 "
Refinería propiamente, a cinco acres por cada --- 1000 bbls. diarios tratados.....	150.0 "
T o t a l	497.5

Los datos anteriores están basados en el uso de tanques de 55,000 bbls. tanto para crudo como para productos ligeros, a éstos dándoles un margen como si fueran crudo.-

Un proyecto ideal previene que el almacenaje de crudo - deberá estar en un extremo del terreno y el de los productos terminados en el opuesto, los intermedios deberán correr a - lo largo de la refinería.-

Si los productos finales son embarcados por agua, los - departamentos de embarrilamiento y composición deben localizar zarse entre los tanques de ellos y el muelle.- Este problema debe recibir estudio cuidadoso para evitar el exceso de bom-- beo y manipuleo de los productos, si es posible aprovechando las condiciones topográficas.-

La expansión futura de la planta es asunto importante.- Cuando se descuida una nueva extensión perjudica a la refinería, por no decir que su costo será excesivo.- Un buen precepto que debe seguirse es diseñar la planta para su máxima capacidad, previendo cualquier probabilidad.- Los departamentos se arreglarán de tal manera que las instalaciones originales se encuentren adyacentes y compactas para que el crecimiento sea hacia afuera.- Es un error espaciar demasiado los departamentos en anticipación de un futuro crecimiento, tratando de que el ensanchamiento sea hacia adentro; se tiene con ello tuberías largas inevitables y costos de operación - aumentados; es decir, una inversión inicial alta.-

Tanques necesarios.- De acuerdo con los datos que asentamos en el párrafo anterior resulta que los tanques necesarios para la refinería, son:-

Para almacenar crudo..... 33 tanques de 55,000 bbls.-
" los destilados..... 15 " " 55,000 "

Abastecimiento para dos meses, 1.800.000 bbls. de crudo a 9.500 bbls. por acre..... 189,5 acre
Rendimiento para tres meses, 810.000 bbls. (30%) de productos terminados a 9.500 bbls. por acre..... 85,5 "
Residuo o "Tar" de tres meses, menos el 3% de pérdidas totales, 1.809.000 bbls. a 25.000 bbls. por acre..... 72,5 "
Refinería propiamente, a cinco acres por cada 1000 bbls. diarios tratados..... 150,0 "
T o t a l 497,5

Los datos anteriores están basados en el uso de tanques de 55,000 bbls. tanto para crudo como para productos líquidos, a datos dándoles un margen como si fueran crudos.-

Un proyecto ideal previene que el almacenaje de crudo debería estar en un extremo del terreno y el de los productos terminados en el opuesto, los intermedios deberán cortar a lo largo de la refinería.-

Si los productos finales son embarcados por agua, los departamentos de embarcamiento y composición deben localizarse entre los tanques de aceite y el muelle.- Este problema debe recibir estudio cuidadoso para evitar el exceso de bombeo y manipuleo de los productos, si es posible aprovechando las condiciones topográficas.-

La expansión futura de la planta es asunto importante.- Cuando se descuida una nueva extensión perjudica a la refinería, por no decir que su costo será excesivo.- Un buen precepto que debe seguirse es diseñar la planta para su máxima capacidad, previendo cualquier probabilidad.- Los departamentos se arreglarán de tal manera que las instalaciones originales se encuentren adyacentes y compactas para que el crecimiento sea hacia afuera.- Es un error especial demasiado los departamentos en anticipación de un futuro crecimiento, sintiendo de que el ensanchamiento sea hacia adentro; se tiene con ello tubería larga inutilizable y costos de operación aumentados; es decir, una inversión inicial alta.-

Tanques necesarios.- De acuerdo con los datos que asegurtamos en el párrafo anterior resulta que los tanques necesarios para la refinería, son:-

Para almacenar crudo..... 33 tanques de 55,000 bbls.-
" los destilados..... 15 " " 55,000 "

Para almacenar el "Tar"..... 33 tanques de 55,000 bbls.

De los 15 necesarios para destilados corresponderán, de acuerdo con los datos de rendimientos de la Destilación Técnica:-

Para gasolina:- 4 de 55,000 bbls.y 1 frac.de 41250 bbls.
Para kerosina:- 5 de 55,000 bbls.y 1 frac.de 48125 "
Para gasoil:- 4 " 55,000 bbls.y 1 frsc.de 20625 "

Ahora bien, de acuerdo con los tanques "standard" de acero, que generalmente se construyen, en definitivo se necesitan, acercándonos lo más posible al dato que hemos calculado, los siguientes tanques:-

Para gasolina destilada:-	4	tanques	de 55,000	bbls.-
	1	"	" 35,000	bbls.-
	1	"	" 6,000	"
Para kerosina:-	5	"	" 55,000	"
	1	"	" 35,000	"
	1	"	" 10,000	"
	1	"	" 3,000	"
Para gasoil;-	4	"	" 55,000	"
	1	"	" 20,000	"
	1	"	" 500	"

Siempre debe tenderse a un solo tipo de tanques para evitar las dificultades de las refacciones.- Nosotros hemos escogido tipos variados con el propósito de acercarnos más al dato calculado pero podemos reducirlos a los siguientes: 5 de - 55,000 para gasolina; 6 de 55,000 para kerosina y 4 de 55,000 y 1 de 20,000 para gasoil.- El asunto económico juega un papel principal en este caso.-

Por lo que se refiere a los tanques de trabajo y productos intermedios no existe una regla definida o al menos nosotros no tenemos conocimiento de ella.- Sí deseamos únicamente disponer de tanques para recibo del destilado, sin tanques intermedios porque se trataran inmediatamente los productos separados, el alcance diario de la destilación y el cupo de la planta refinadora nos limitarán la capacidad de las tinas para destilados.-

Por tal motivo, si la carga de petróleo crudo para 24 ho

Para almacenar el "Tar"..... 35 tanques de 55,000 bbls.

" De los 15 necesarios para destilados correspondería, de acuerdo con los datos de rendimientos de la Destilación Térmica:-

" Para gasolina:- 4 de 55,000 bbls.y 1 tres.de 4,250 bbls.
Para kerosina:- 5 de 55,000 bbls.y 1 tres.de 9,125 "
" Para gasoil:- 4 " 55,000 bbls.y 1 tres.de 20,625 "

Ahora bien, de acuerdo con los tanques "standard" de que generalmente se construyen, de definitivo se necesitan, acordándonos lo mencionado anteriormente que hemos calculado, los siguientes tanques:-

Para gasolina destilada:- 4 tanques de 55,000 bbls.-
" " 1 " " 35,000 bbls.-
" " 1 " " 6,000 "
Para kerosina:- 5 " " 55,000 "
" " 1 " " 35,000 "
" " 1 " " 10,000 "
" " 1 " " 3,000 "
Para gasoil:- 4 " " 55,000 "
" " 1 " " 20,000 "
" " 1 " " 500 "

Siempre debe tenderse a un solo tipo de tanques; pues evitan las dificultades de las reparaciones. Nosotros hemos escogido tipos variados con el propósito de acercarnos más al detalle calculado pero podemos reducirlos a los siguientes: de 55,000 para gasolina; 5 de 55,000 para kerosina y 4 de 55,000 y 1 de 20,000 para gasoil.- El ahorro económico juega un papel principal en este caso.-

Por lo que se refiere a los tanques de trabajo y productos intermedios no existe una regla definida o algunos nosotros no tenemos conocimiento de ella.- Sí desaconsejamos el disponer de tanques para recibo del destilado, tanques que termedios porque se tratarían inmediatamente inadecuadamente parados, al alcance directo de la destilación y alrededor de las plantas refinadoras nos limitarían la capacidad de las tinas para destilados.-

Por tal motivo, si la carga de petróleo crudo para 64 ho

ras es de 30,000 bbls., el 9.26% representativo de la gasolina será de 2,778 bbls.; el 11.26% representativo de la kerosina será de 3,378 bbls. y el 8.59% de gasoil será de 2,577 - - bbls.- Estos datos, junto con la capacidad de la pkanta refinadora, 2,000 bbls. de gasolina en 10 hs. y 2000 bbls. de kerosina en 12 hs. según se verá más adelante, nos dicen que si usamos tinas de 1000 bbls. de capacidad, de acuerdo con la -- práctica general, se necesitan:-

3 tinas de recibo de 1000 bbls. para la gasolina.-
4 " " " " 1000 " " " kerosina.-
y 3 " " " " 1000 " " el gasoil.-

Por otra parte, según lo asentado para el abastecimiento tenemos que si usamos un factor de 250,000 galones de agua por cada 1000 bbls. de aceite tratado serán necesarias las si- -- guientes cantidades:-

Total y para todo servicio:-	7.500,000 galones	=	178.571 bbls.
Agua dulce, 30% de la total:-	2.250,000 "	=	53.571 "
Agua de baja calidad o salada, 70% .....:-	5.250,000 "	=	125.000 "

Los tanques necesarios serán entonces:-

Para agua salada o de baja calidad:- 2 tanques de 55,000 bbls.-
" " " 1 tanque de 15,000 bbls.-

Para agua dulce, abastecimiento de - calderas y refinación:-..... 1 tanque de 55,000. bbls.-

Con estos datos se tiene, según podrá verse, un amplio- coeficiente para imprevistos.-

tes es de 30,000 bbls., el 9.25% representativo de la gasoli-
na será de 2,778 bbls.; el 11.25% representativo de la kero-
na será de 3,375 bbls. y el 8.50% de gasoil será de 2,577 b-
bls.- Estos datos, junto con la capacidad de la planta refi-
nadora, 2,000 bbls. de gasolina en 10 hs. y 2000 bbls. de ke-
rosina en 12 hs. según se verá más adelante, nos dicen que si
usamos tinas de 1000 bbls. de capacidad, de acuerdo con la
práctica general, se necesitan:-

3 tinas de recibo de 1000 bbls. para la gasolina.-
4 " " " " 1000 " " " kerosina.-
y 3 " " " " 1000 " " " gasoil.-

Por otra parte, según lo asentado para el abastecimiento
tenemos que si usamos un factor de 250,000 galones de agua por
cada 1000 bbls. de crudo tratado serán necesarias las si-
guientes cantidades:-

Total y para todo servicio:- 7.500,000 galones= 178.571 bbls.
Agua dulce, 30% de la total:- 2.250,000 . " = 53.571 "
agua de baja calidad o sala-
da, 70% .....:- 5.250,000 .- " = 125.000 "
Los tanques necesarios serán entonces:-

Para agua salada o de baja calidad:- 2 tanques de 55,000
" " " 1 tanque de 15,000 bbls.- bbls.-
Para agua dulce, abastecimiento de -
calderas y refinación:-.....1 tanque de 55,000.
bbls.-
Con estos datos se tiene, según podrá verse, un amplio-
coeficiente para improvistos.-

PROYECTO DEL EQUIPO PARA DESTILACIÓN.

Cambiadores de calor.- El objeto de este aparato es -- aprovechar el calor que lleva el residuo del aceite, para - calentar, en parte, el crudo por tratarse.-

El problema consiste en calcular el número de metros - de tubo de una pulgada = 2.5 cms. para construir el cambiador, así como la pérdida de presión, es decir, la presión - necesaria para hacer escurrir el residuo a través del cambiador.-

Datos.- Capacidad de la planta 30,000 bbls.ϕ24 hs. = = 3576.8 mts^3.-

Densidad del aceite por tratar = 0.930 a 15.5°/15.5°C.

Cantidad por destilar = 30% en vol. sobre el crudo.-

Densidad del residuo, según datos del crudo B de la -- destilación # 1 = 0.994 a 15.5°/15.5°C.-

Se enfriará el residuo de 220°C a 120°C.-

Viscosidad media del residuo entre estas temperaturas= = 0.5 poises.-

Calor específico del residuo = 0.4.-

El régimen de escurrimiento para el cambio de calor será turbulento.-

Resolución.- La fórmula general para el cambio de calor lor entre dos fluídos es:-

$$Q = K\Delta_m S.-$$

En la cual:- Q = cantidad de calor transmitido por hora. ra.

S = superficie transmisora en metros cuadrados.-

Δ.= diferencia media de la temperatura.-

K = constante que depende de la velocidad del fluído.- Se ha encontrado experimentalmente que K varía directamente con la raíz cuadrada - de la velocidad :- $K = k\sqrt{v}$.-

v = velocidad en metros por segundo.-

k = número de calorías transmitidas por un metro cuadrado, para una diferencia de temperatura de un grado centígrado, por hora.- Esta constante depende del fluído que cambia calor; para el caso de cambio entre aceite y aceite varía de 70.8 a 106.2.- Para nuestro caso tomaremos el va-

PROYECTO DEL EQUIPO PARA DESTILACIÓN.

Cambiadores de calor.- El objeto de este aparato es aprovechar el calor que lleva el residuo del acetic, para calentar, en parte, el crudo por tratarse.-

El problema consiste en calcular el número de metros de tubo de una pulgada = 2.5 cms. para construir el cambiador, así como la pérdida de presión, es decir, la presión necesaria para hacer escurrir el residuo a través del cambiador.-

Datos.- Capacidad de la planta 30,000 bbls.=24 ha. = = 3276.8 mts^3.-

Densidad del acetic por trabajar = 0.930 a 15.5°/15.5°C.

Cantidad por destilar = 30% en vol. sobre el crudo.-

Densidad del residuo, según datos del crudo B de la destilación = 1.0224 a 15.5°/15.5°C.-

Se enfriará el residuo de 220°C a 120°C.-

Viscosidad media del residuo entre estas temperaturas = 0.5 poises.-

Calor específico del residuo = 0.4.-

El régimen de escurrimiento para el cambio de calor será turbulento.-

Resolución.- La fórmula general para el cambio de calor entre dos fluidos es:-

$$q = K \Delta_m S.-$$

En la cual:- q = cantidad de calor transmitido por hora.-

S = superficie transmisora en metros cuadrados.-

Δ = diferencia media de la temperatura.-

K = constante que depende de la velocidad del fluido.- Se ha encontrado experimentalmente que K varía directamente con la raíz cuadrada de la velocidad :- $K = K\sqrt{v}$.-

v = velocidad en metros por segundo.-

K = número de calorías transmitidas por metro cuadrado, para una diferencia de temperatura de un grado centígrado, por hora.- Esta constante depende del fluido que cambia calor; para el caso de cambio entre acetic y acetic varía de 70.8 a 108.2.- Para nuestro caso tomaremos el va-

lor medio = 88.5.-

Por consiguiente:- $K = 88.5 \sqrt{v}$.-

Por otra parte sabemos que:-

$$\Delta_m = \frac{\Delta_i - \Delta_e}{\text{Log}\,\frac{\Delta_i}{\Delta_e}} \quad \therefore \Delta_m = \frac{\Delta_i \quad \Delta_e}{2.3 \log.\frac{\Delta_i}{\Delta_e}}$$

Para calcular la diferencia media de la temperatura, - supongamos que el aceite frío penetra al cambiador con una- temperatura de 20°C. y sale a 100°C.-

La diferencia Δ_i entre el líquido que sale y el que entra es:- $\Delta_i = 120 - 20 = 100$

La diferencia Δ_e entre el fluído caliente que entra- y el calentado que sale es:-

$\Delta_e = 220 - 100 = 120$

$$\Delta_m = \frac{100 - 120}{2.3 \log.\frac{100}{120}} = \frac{120 - 100}{2.3 \log.\frac{120}{100}} = 111.-$$

Ahora veamos si el escurrimiento es en realidad turbulento, en otras palabras, que el criterio de Reynolds sea - mayor que 2600.-

Si destilamos el 30% de 3576.8 metros cúbicos, tendremos como residuo:- 3576.8 x0.70 = 2503.8 mts.^{3} a 20°C.-

El volumen del residuo en las 24 hs., al pasar de - -- 220°C - 120°C., será:

$$V = V_{20}\,(1 + \alpha t)$$

Consideremos la temperatura media = $\frac{220 + 120}{2} = 170.$

$\therefore t = 170 - 20 = 150.-$

El coeficiente de dilatación del residuo es = 0.00061.

Sustituyendo:- $V = 2503.8(1+0.00061x150) = 2732.9$ Mts.^{3}

Gasto por hora a la temperatura media de 170°C:-

$$G = \frac{2732.9}{24} = 113.87 \text{ Mts.}^3$$

Velocidad en cms./seg. a través del tubo de 2.5 cms.-- de diámetro:-

lor medio = 88.5.-

Por consiguiente:- K = 88.5 $\sqrt{\ }$.-

Por otra parte sabemos que:-

$$\Delta_m = \frac{\Delta_1 - \Delta_e}{\log \frac{\Delta_1}{\Delta_e}} \quad \therefore \Delta_m = \frac{\Delta_1 - \Delta_e}{2.3 \log \frac{\Delta_1}{\Delta_e}}$$

Para calcular la diferencia media de la temperatura, suponemos que el aceite frío penetra al cambiador con una temperatura de 20°C. y sale a 100°C.-

La diferencia Δ_1 entre el líquido que sale y el que entra es:-

$$\Delta_1 = 120 - 20 = 100$$

La diferencia Δ_e entre el fluido caliente que entra y el calentado que sale es:-

$$\Delta_e = 220 - 100 = 120$$

$$\Delta_m = \frac{100 - 120}{2.3 \log \frac{100}{120}} = \frac{120 - 100}{2.3 \log \frac{120}{100}} = 111.-$$

Ahora vemos si el escurrimiento es en realidad turbulento, en otras palabras, que el criterio de Reynolds sea mayor que 2000.-

Si despejamos el 30% de 3576.8 metros cúbicos, tendremos como resultado:- 3576.8 x0.770= 2803.8 mts³ a 20°C.-

El volumen del resultado en las 24 hs., al pasar de 20°C - 120°C, será:

$$V = V_{20} (1 + \alpha t)$$

Consideremos la temperatura media = $\frac{220 + 120}{2}$ = 170.

$\therefore$ t = 170 - 20 = 150.-

El coeficiente de dilatación del resultado es = 0.00081.

Sustituyendo:- V = 2803.8(1+0.00081x150)=2732.9 Mts³

Dado por hora a la temperatura media de 170°C:-

$$Q = \frac{2732.9}{24} = 113.87 \text{ Mts}^3$$

Velocidad en cms./seg. a través del tubo de 2.5 cms.- de diámetro:-

$$V = \frac{113\ 870\ 000}{60x60x3.14x1.25^2} = 17634.24 \text{ cms./seg.-}$$

Necesitamos ahora la densidad del residuo a la temperatura de 170°C.:-

$$d = d_{15.5}\ (1 - \alpha t) \quad ; \quad t = 170 - 15.5 = 154.5$$

$$\therefore\ d = 0.994\ (1-0.00061x154.5) = 0.9.-$$

Por lo tanto el criterio de Reynolds que está dado por la fórmula:-

$$\frac{dv\ s}{u} = \frac{2.5 \times 0.9 \times 17634.24}{0.5} = 79354.-$$

El criterio nos da margen para aumentar el diámetro -- del tubo (2.5 cms.) diez veces, es decir, a conectar en paralelo diez tubos de los requeridos.- En este caso la velocidad tendrá un valor de 1763 cms./seg. y el criterio para esta velocidad será de:- 7935.-

Diremos que podemos aumentar el número de tubos en paralelo, siempre que el crietrio no baje de 3000 para estar en el escurrimiento turbulento.-

Para veinte tubos en paralelo tendremos los valores siguientes:-

Velocidad = 881.7 cms./seg. Criterio = 3967.5

Resolvamos el problema para este caso:-

Cantidad de calor cedida por el residuo en una hora:-

$$Q = C.M.(t'-t) = C.\ Vd\ (t'-t).-$$

$$C = 0.4; V = \frac{2503.8}{24} = 104.3 \text{Mts}^3 \ ;\ d = 0.994\ ;\ t'=220; t=120.-$$

$$Q = 0.4 \times 103674\ (220-120) = 4146\ 960 \text{ calorías.-}$$

Para calcular K tenemos:

En el caso de veinte tubos en paralelo disponemos de una velocidad de 881.7 cms./seg. = 8.817 Mts./seg.-

Luego:- $K = 88.5\ \sqrt{8.817} = 262.8$

La superficie necesaria para el cambio de 4146 960 calorías será:-

$$S = \frac{4\ 146\ 960}{262.8 \times 111} = 142.16 \text{ mts}^2$$

$$V = \frac{113\ 870\ 000}{60 \times 60 \times 3.14 \times 1.25^2} = 17654.24 \text{ cms./seg.-}$$

Necesitamos ahora la densidad del residuo a la temperatura de 170°C.:-

$$d = d_{15.5}\,(1 - \alpha t) \quad ; \quad t = 170 - 15.5 = 154.5$$

$$\therefore\ d = 0.994\,(1 - 0.00021 \times 154.5) = 0.9.-$$

Por lo tanto el criterio de Reynolds que será dado por la fórmula:-

$$\frac{dv\,a}{u} = \frac{2.5 \times 0.9 \times 17654.24}{0.5} = 79354.-$$

El criterio nos da margen para aumentar el diámetro del tubo (2.5 cms.) diez veces, es decir, a conectar en paralelo diez tubos de los requeridos.- En este caso la velocidad tendrá un valor de 1765 cms./seg. y el criterio para esta velocidad será de:- 7935.-

Diremos que podemos aumentar el número de tubos en paralelo, siempre que el criterio no baje de 3000 para estar en el escurrimiento turbulento.-

Para varios tubos en paralelo tendremos los valores siguientes:-

Velocidad = 881.7 cms./seg. Criterio = 3587.8

Resolvamos el problema para este caso:-

Cantidad de calor cedida por el residuo en una hora:-

$$Q = C.L.(t' - t) = C.\ Vd\ (t' - t).-$$

$$C = 0.4;\ V = \frac{25003.8}{24} = 104.3\ \text{Mts}^3\ ;\ d = 0.994\ ;\ t' = 220;\ t = 120.-$$

$$Q = 0.4 \times 104.3 \times 0.994\ (220 - 120) = 4166.960 \text{ calorías.-}$$

Para calcular K tenemos:-

En el caso de varios tubos en paralelo dispondremos de una velocidad de 881.7 cms./seg. = 8.817 Mts./seg.-

Luego:- $K = 88.5\ \sqrt{8.817} = 262.8$

La superficie necesaria para el cambio de 4166.960 calorías será:-

$$S = \frac{4\ 166\ 960}{262.8 \times 111} = 142.16 \text{ mts}^2$$

En longitud:- $\frac{142.16}{3.14 \times 0.025}$ = 1810.95 mts., es decir, 1811 M.

La serie de veinte tubos tendrá una longitud de 90.55 -- mts.-

Si al construir el cambiador le damos una longitud de -- 4 mts., y si además hacemos que tenga seis series de 20 tubos, como se indica en la (Fig. 4); el residuo en cada cambiador - hará un recorrido de 4 x 6 = 24 mts.-

El número de cambiadores, de la magnitud señalada, necesarios estará dado por la relación:- $\frac{90.55}{24}$ = 3.77, es decir , 4 cambiadores.-

Su aumentamos dos cambiadores más, para uso de imprevistos, limpieza, etc,, nuestra planta dispondrá de <u>seis cambiadores</u>.-

Por lo que se refiere a la presión que ha de aplicarse , para hacer escurrir el residuo con la velocidad de 881.7 cms. por segundo, aplicaremos la fórmula de D'Arcy:

$$P = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{dv^2}{2g} \right)$$

La expresión anterior para L en metros, P en kgrs., v en centímetros, D en cms. y g en cms., queda bajo la fórmula:-

$$P = 0.000051 \, f \, \frac{L \, d \, v^2}{D}$$

Valor de f en la curva, para el criterio 3967.6 = 0.0412
D = 11.14, diámetro equivalente a 20 secciones de 2.5 cms.

$$\therefore P = \frac{0.000051 \times 0.0412 \times 90.5 \times 0.9 \times 881.7^2}{11.14} = 11.95 \text{Kgrs}/\text{cm}^2$$

11.95 x 14.223 = <u>169.96 lbrs./pulg.^{2}</u>

<u>Alambiques</u>.- En la actualidad sólo se encuentran en uso, para la clase de industria que tratamos, los alambiques tubulares (Pipe-Stills).-

Su dispositivo es una serie de tubos en forma de serpentín, que se colocan, parte cerca de las superficies radiantes y parte por la zona donde pasan los gases de la combustión,-- antes de salir a la chimenea.- A esta última parte se le llama "zona de convección" o "banco de convección"/-

Las ventajas de estos aparatos son en rasgos generales -

Su longitud:- $\frac{142.16}{3.14 \times 0.025} = 1810.95$ mts., es decir, 1811 M.

La serie de veinte tubos tendrá una longitud de 90.55 mts.-

Si al construir el cambiador le damos una longitud de 4 mts., y al además hacemos que tenga seis series de 20 tubos, como se indica en la (Fig. 4); el resultado en este cambiador será un recorrido de 4 x 6 = 24 mts.-

El número de cambiadores, de la magnitud señalada, necesarios estará dado por la relación:- $\frac{90.55}{24} = 3.77$, es decir: 4 cambiadores.-

Su aumentamos dos cambiadores más, para uso de imprevistos, limpieza, etc., nuestra planta dispondrá de seis cambiadores.-

Por lo que se refiere a la presión que ha de aplicarse, para hacer escurrir el residuo con la velocidad de 881.7 cms. por segundo, aplicaremos la fórmula de D'Arcy:

$$p = f \left(\frac{L}{D} \right) \left(\frac{d v_s}{2g} \right)$$

La expresión anterior para L en metros, P en kgrs., v en centímetros, D en cms. y g en cms., queda bajo la fórmula:-

$$p = 0.000031 \, f \, \frac{L \, d \, v_s}{D}$$

Valor de f en la curva, para el criterio 3907.8 = 0.0412
D = 11.14, diámetro equivalente a 20 secciones de 2.5 cms.

$$\therefore p = \frac{0.000031 \times 0.0412 \times 90.5 \times 0.9 \times 881.7^2}{11.14} = 11.96 \text{ kgrs/cm}^2$$

$$11.96 \times 14.223 = 169.96 \text{ libra/pulg}^2$$

Alambiques.- En la actualidad sólo se emplean en uso, para la clase de industria que tratamos, los alambiques tubulares (Pipe-Still).-

Su dispositivo es una serie de tubos en forma de serpentín, que se colocan, parte cerca de las superficies radiantes y parte por la zona donde pasan los gases de la combustión, antes de salir a la chimenea.- A esta última parte se la llama "zona de convección" o "banco de convección".-

Las ventajas de estos aparatos son en rasgos generales -

las siguientes:- economía por la operación continua, control en el calentamiento, gran cantidad de calor transmitida, amplitud en la operación, seguridad en el incendio y confianza en la operación.-

Se nota que los beneficios de estos equipos se obtienen cuando el escurrimiento es turbulento; ya sabemos que en este régimen la película que se adhiere al tubo es mínima y -- por consiguiente el cambio de calor es más efectivo.- Por lo general las velocidades de entrada que se usan en la práctica varían de 70 cms. a 100 cms.; las de salida están afectadas de tantos factores que no es posible precisar sus valores, algunas veces alcanzan hasta 25000 cms./seg.-

En la operación diaria ha sido posible observar que surendimiento varía de 60 - 65%, aunque en algunos casos, raros naturalmente, puede alcanzar 80%.-

Calcularemos el alambique, o alambiques necesarios, partiendo de los datos del análisis técnico.-

Para el objeto formaremos el siguiente cuadro tomado de los datos de la destilación # 1.- (Cuadros A y B).- Transformaremos los °C. a °F. pues nuestro deseo es hacer, hasta donde sea posible, los cálculos en unidades inglesas.-

Temp.s en °F.	% en peso del aceite evaporado.--------	% en peso del residuo.- - - -
350.6 a 422.6	3.92	96.08
422.6 " 456.8	4.01	92.07
456.8 " 480.2	4.19	87.88
480.2 " 498.2	4.43	83.45
498.2 " 525.2	4.45	79.00
525.2 " 552.2	4.43	74.57
Suma.	25.43	

Además tomaremos los siguientes valores:-

Para el calor específico del aceite crudo y de los destilados:- 0.45 B.tu's por libra.-

Para el calor específico de los vapores:- 0.50 B.tu's -- por libra.-

Para el calor latente de vaporización:- 125.00 B.tu's -- por libra.-

las siguientes:- economía por la operación continua, control en el calentamiento, gran cantidad de calor transmitida, empleada en la operación, seguridad en el trabajo y comodidad en la operación.-

Se nota que los beneficios de estos equipos se obtienen cuando el escurrimiento es turbulento; ya sabemos que en este régimen la película que se adhiere al tubo es mínima y por consiguiente el cambio de calor es más efectivo.- Por lo general las velocidades de entrada que se usan en la práctica varían de 70 cms. a 100 cms.; las de salida están afectadas de tantos factores que no es posible precisar sus valores, algunas veces alcanzan hasta 25000 cms./seg.-

En la operación dada ha sido posible observar que su rendimiento varía de 60 - 65%, aunque en algunos casos, raros naturalmente, puede alcanzar 80%.-

Calculamos el diámetro, o diámetros necesarios, partiendo de los datos del análisis técnico.-

Para el objeto formamos el siguiente cuadro tomado de los datos de la destilación # 1.- (Cuadros A y B).- Transformamos los °C. a °F. pues nuestro deseo es hacer, hasta donde sea posible, los cálculos en unidades inglesas.-

Temp. en °F.	% en peso del evaporado.-	% en peso del residuo.-
320.0 a 422.6	3.92	96.08
422.6 " 456.8	4.01	92.07
456.8 " 480.2	4.16	87.89
480.2 " 499.2	4.45	83.45
499.2 " 525.2	4.45	79.00
525.2 " 558.2	4.43	74.57
Totales	25.42	

Además tomaremos los siguientes valores:-

Para el calor específico del aceite crudo y de los destilados:- 0.45 B.tu's por libra.-

Para el calor específico de los vapores:- 0.50 B.tu's por libra.-

Para el calor latente de vaporización:- 155.00 B.tu's por libra.-

I).- El calor requerido teóricamente para separar - -- 25.43% en peso sobre el crudo = 30.01% de volumen, será:-

Para levantar la temperatura del aceite:-

De 350.6° a 422.6°F.	:-	1.0000 x 72.0 x 0.45	=	32.40	B.th.u's.
" 422.6° " 456.8"	:-	0.9608 x 34.2 x 0.45	=	14.79	" "
" 456.8° " 480.2"	:-	0.9207 x 23.4 x 0.45	=	9.69	" "
" 480.2° " 498.2"	:-	0.8788 x 18.0 x 0.45	=	7.12	" "
" 498.2° " 525.2"	:-	0.8345 x 27.0 x 0.45	=	10.14	" "
" 525.2° " 552.2"	:-	0.7900 x 27.0 x 0.45	=	9.60	" "
Para formar el vapor	:-	0.2543 x 125	=	31.79	" "
Para elevar la temperatura del vapor:-					
De 422.6 a 456.8°F	:-	0.0392 x 34.2 x 0.5	=	0.67	" "
" 456.8 " 480.2"	:-	0.0793 x 23.4 x 0.5	=	0.93	" "
" 480.2 " 498.2"	:-	0.1212 x 18.0 x 0.5	=	1.09	" "
" 498.2 " 525.2"	:-	0.1655 x 27.0 x 0.5	=	2.23	" "
" 525.2 " 552.2"	:-	0.2100 x 27.0 x 0.5	=	2.83	" "
Total de B.t.u's requeridos.....			=	123.28	

II).- Para calcular la cantidad de calor que se debe producir por la combustión consideremos que el calor encontrado, 123.28 B.t.u's, representa el rendimiento que suponemos de 60%, por consiguiente:-

$$\frac{123.28}{60} \times 100 = 205.47 \text{ B.t.u's/libra de aceite.-}$$

III).- El consumo aproximado de combustible puede calcularse así:-

a).- El aceite por destilar = 407467 lbs/hora.-
b).- Temperatura del aire = 90°F.-
c).- Temp.del gas de escape =650°F.-
d).- Exceso de aire sobre el teóricamente requerido..... = 50%.-
e).- Composición química del combustible.l..... = Carbón..... 87%.-
Hidrógeno.. 12"
Otros..... 1"
f).- Calor de combustión del aceite combustible.....= 18000 B.t.u's/libra.-
g).- Los siguientes calores específicos, a presión-

I).- El calor requerido teóricamente para separar -- 25.42% en peso sobre el crudo = 30.01% de volumen, será:-

Para levantar la temperatura del aceite:-

De 350.6° a 422.6°F.:- 1.0000 x 7[illegible] x 0.45= 32.40 B.t.u.'s.
" 422.6° " 456.8" :- 0.9608 x 34.2 x 0.45= 14.79 " "
" 456.8° " 480.2" :- 0.9207 x 23.4 x 0.45= 9.69 " "
" 480.2° " 498.2" :- 0.8788 x 18.0 x 0.45= 7.12 " "
" 498.2° " 525.2" :- 0.8345 x 27.0 x 0.45= 10.14 " "
" 525.2° " 582.2" :- 0.7900 x 27.0 x 0.45= 9.60 " "

Para formar el vapor:- 0.2543 x 125 = 31.79 " "

Para elevar la temperatura del vapor:-

De 422.6 a 456.8°F :- 0.0392 x 34.2 x 0.5 = 0.67 " "
" 456.8 " 480.2" :- 0.0293 x 23.4 x 0.5= 0.93 " "
" 480.2 " 498.2" :- 0.1212 x 18.0 x 0.5= 1.09 " "
" 498.2 " 525.2" :- 0.1655 x 27.0 x 0.5= 2.20 " "
" 525.2 " 582.2" :- 0.2100 x 27.0 x 0.5= 2.83 " "

Total de B.t.u.'s requeridos..... = 122.28 " "

II).- Para calcular la cantidad de calor que se debe producir por la combustión consideremos que el calor encontrado, 122.28 B.t.u.'s, representa el rendimiento que suponemos de 60%, por consiguiente:-

$$\frac{122.28}{60} \times 100 = 203.47 \text{ B.t.u.'s/libra de aceite.-}$$

III).- El consumo aproximado de combustible puede calcularse así:-

a).- El aceite por destilar = 4074.67 lbs/hora
b).- Temperatura del aire = 90°F.-
c).- Temp. del gas de escape =650°F.-
d).- Exceso de aire sobre el teóricamente requerido..... = 50%.-
e).- Composición química del combustible.... = Carbón..... 87%.-
Hidrógeno.. 12"
Otros..... 1"
f).- Calor de combustión del aceite combustible.....= 18000 B.t.u.'s/libra.-
g).- Los siguientes calores específicos, a presión-

constante, referidos al cambio de temperatura de 0°F. a - -- 650°F:-

N_2 y O_2= 0.448 B.t.u's/libra; CO_2=0.391; H_2O= 0.849.-

h).- Pérdidas por radiación = 10% del calor total ministrado.-

Por consiguiente, en la combustión de una libra de aceite combustible se producirán:-

$$0.87 \times \frac{CO_2}{C} = 0.87 \times \frac{44}{12} = 3.19 \text{ lbs. de } CO_2$$

$$0.12 \times \frac{H_2O}{2H} = 0.12 \times \frac{18}{2} = 1.08 \quad " \quad " \quad H_2O.$$

El peso teórico de oxígeno requerido para quemar la libra de combustible, será:-

$$(0.87 \times \frac{32}{12}) + (0.12 \times \frac{16}{2}) = 3.28 \text{ lbs.-}$$

Pero como el oxígeno se encuentra en el aire en una proporción de 23% en peso, el peso teórico del aire necesario para quemar la libra es:-

$$3.28 \times \frac{100}{23} = 14.26 \text{ lbrs.-}$$

El gas resultante de la combustión estará compuesto de:

CO_2	= 3.19 lbrs.-	
H_2O	= 1.08 "	
Aire - Oxígeno = N_2 = 14.26 - 3.28		= 10.98 lbrs.-
Exceso de 50% de aire (O_2+N_2)		= 7.13 "
En otra forma:-	CO_2	= 3.19 lbrs.-
	H_2O	= 1.08 "
	N_2	= 16.47 "
	O_2	= 1.64 "

Entonces el calor contenido en el gas de escape, formado al quemarse una libra de aceite combustible es:-

(Diferencia de temperaturas:- 650° - 90° = 560°F.)

3.19 x 560 x 0.391 =	698	B.t.u's.-
1.08 x 560 x 0.849 =	513	"
16.47 x 560 x 0.448 =	4132	"
1.64 x 560 x 0.448 =	412	"
T o t a l =	5755	B.t.u's.-

constante, referidos al cambio de temperatura de 0°F. a 680°F:-

N_2 y O_2= 0.448 B.t.u'a/libra; CO_2=0.391; H_2O= 0.869.-

b).- Pérdida por radiación = 10% del calor total misma

Por consiguiente, en la combustión de una libra de aceite combustible se producirán:-

$$0.87 \times \frac{CO_2}{C} = 0.87 \times \frac{44}{12} = 3.19 \text{ lbs. de } CO_2$$

$$0.12 \times \frac{H_2O}{2H} = 0.12 \times \frac{18}{2} = 1.08 \text{ " " } H_2O.$$

El peso teórico de oxígeno requerido para quemar la libra de combustible, será:-

$$(0.87 \times \frac{32}{12}) + (0.12 \times \frac{16}{2}) = 3.28 \text{ lbs.-}$$

Pero como el oxígeno se encuentra en el aire en una proporción de 23% en peso, el peso teórico del aire necesario para quemar la libra es:-

$$3.28 \times \frac{100}{23} = 14.26 \text{ libra.-}$$

El gas resultante de la combustión estará compuesto de:

CO_2 = 3.19 libra.-
H_2O = 1.08 "
Aire - Oxígeno = N_2 = 14.26 - 3.28 = 10.98 libra.-
Exceso de 50% de aire (O_2+N_2) = 7.13 "
En otra forma:- CO_2 = 3.19 libra.-
" " H_2O = 1.08 "
" " N_2 = 16.47 "
" " O_2 = 1.64 "

Entonces el calor contenido en el gas de escape, forma de al quemarse una libra de aceite combustible es:-
(Diferencia de temperaturas:- 680° - 20° = 660°F.)

3.19 x 660 x 0.391 = 698 B.t.u'a.-
1.08 x 660 x 0.869 = 618 "
16.47 x 660 x 0.448 = 4132 "
1.64 x 660 x 0.448 = 484 "

T o t a l = 5932 B.t.u'a.-

Haciendo X = con el peso en libras del aceite combustible necesario por hora.- El total de B.t.u's ministrados es 18000 X.-

El total de B.t.u's en el gas de escape 5755 X.-

Los B.t.u' s producidos en la combustión en una hora serán igual a:-

407467 x 205.47 = 83722244 B.t.u's.-

Las pérdidas por radiación = 0.1 x 18000 X.-

Igualando:- 18000 X = 5755 X + 83722244 + 1800 X.-

∴ X = 8015.53 lbrs.de combustible.-

O de otra manera:-

Si un bbl. de petróleo = 158.84 Kgs. x 2.2046=350.2 lbs.

$$\therefore \frac{8015.53}{350.2} = 22.88 \text{ bbls. de aceite combustible/hora.-}$$

IV).- Es costumbre en la industria refinadora del petróleo dar el gasto del combustible en por ciento, con relación al petróleo crudo tratado.-

Si tratamos 30,000 bbls./24 hs. = 1250 bbls./hora.-

Si consumimos 22.88 bbls./hora, tenemos:-

1250 : 100 :: 22.88 : X ∴ X = 1.83%

V).- De Baufre recomienda la siguiente fórmula empírica para el calor transmitido en las cámaras de combustión:-

$$Q = E.A \left(\frac{T^1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T''}{100}\right)^4.$$

Q = Cantidad de calor transmitido por hora, por metro cuadrado.-

E = Constante que para los hornos se toma = 4.4.-

A = Area del tubo expuesto a las radiaciones en metros cuadrados.-

T' = Temperatura absoluta de los productos de combustión que abandonan el horno.-

T" = Temperatura absoluta del fluído que está dentro del tubo o superficie fría.-

En el cálculo de la superficie necesaria para la transmisión del calor calculado (83 722 244 B.t.u's) por radiación, usaremos la fórmula mencionada bajo la forma:

Haciendo X = con el peso en libras del aceite combustible necesario por hora.- El total de B.t.u's mencionadas es 18000 X.-

El total de B.t.u's en el gas de escape 5755 X.-

Los B.t.u's producidos en la combustión en una hora ser rían igual a:-

407487 x 203.47 = 82722244 B.t.u's.-

Las pérdidas por radiación = 0.1 x 18000 X.-

Igualando:- 18000 X = 5755 X + 82722244 + 1800 X.-

∴ X = 8015.53 libs.de combustible.-

O de otra manera:-

Si un bbl. de petróleo = 158.84 Kgs. x 2.2046=350.2 lbs.

∴ $\frac{8015.53}{350.2}$ = 22.88 bbls. de aceite combustible/hora.-

IV).- Se costumbre en la industria refinadora del petróleo dar el gasto del combustible en por ciento con relación al petróleo crudo tratado.-

Si tratamos 30,000 bbls./24 hs. = 1250 bbls./hora.-

Si consumimos 22.88 bbls./hora, tenemos:-

1250 : 100 :: 22.88 : X ∴ X = 1.83%

V).- De Baufre recomienda la siguiente fórmula simplificada para el calor transmitido en las cámaras de combustión:-

$$Q = K.A \left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T''}{100}\right)^4$$

Q = Cantidad de calor transmitido por hora, por metro cuadrado.-

K = Constante que para los hornos es igual a 4.4.-

A = Area del tubo expuesto a las radiaciones en metros cuadrados.-

T' = Temperatura absoluta de los productos de combustión que abandonan el horno.-

T'' = Temperatura absoluta del fluido que está dentro del tubo o superficie fría.-

En el cálculo de la superficie necesaria para la transmisión del calor calculado (88 Tbs 244 B.t.u's) por radiación, usamos la fórmula mencionada bajo la forma:

$$A = S = \frac{Q}{E\left(\frac{T'}{100}\right)^4 - \left(\frac{T''}{100}\right)^4}$$

Si tomamos como temperatura en la cámara de combustión la de 1100° absolutos, en este problema, y si calentamos de 160°C a 300°C, la temperatura media es:-

$\frac{160 + 300}{2} = 230$, es decir, 503° absolutos.- Tomaremos ahora nuestro problema 500°

Se hace necesaria una explicación en este caso.- La -- temperatura de 160°C es a la cual sale el aceite del banco de convección.-

Por otro lado, si 1 caloría = 1.8 B.t.u's

83 722 244 B.t.u's = 46 512 358 cal.s

La constante E = 4.4.- Sustituyendo estos valores:-

$$S = \frac{46512358}{4.4\left(\frac{1100}{100}\right)^4 - \left(\frac{500}{100}\right)^4} = 754.21 \text{ mts.}^2 = 8115.3 \text{ pies.}^2$$

porque 1 pie.^{2}=0.0929 mtr.^{2}

VI).- Si construímo el alambique con tubo "standard" - de 4 pulgadas (10.16cms.) y 20 pies de lingitud ¿qué número de estos necesitamos?.-

Si consideramos las areas de los tubos proyectados en un plano perpendicular a la dirección de las radiaciones de la flama y de las paredes emisoras de la cámara de combustión, nos encontramos que esas proyecciones son un poco mayor a los diámetros; si la radiación fuera en todos sentidos la superficie expuesta a los rayos caloríficos sería -- π x d/unidad de longitud.-

Calcularemos la longitud de los tubos entre estos valores y tomaremos el valor medio.-

Considerando la proyección sobre dos planos paralelos, perpendiculares a las direcciones de las emisiones caloríficas de la flama y de las paredes, las proyecciones por unidad de longitud son = 2 diámetros, por consiguiente:-

Número de metros del tubo:

$$= \frac{754.21}{2x0.1016} = 3711.66 \text{ mts.-}$$

$$A = S = \frac{\sigma}{K\left(\frac{T'}{100}\right)^4 - \left(\frac{T''}{100}\right)^4}$$

Si tomamos como temperatura en la cámara de combustión la de 1100° absoluto, en este problema, y si calculamos de 180°C a 300°C, la temperatura media es:-

$$\frac{180 + 300}{2} = 230, \text{ es decir, } 503° \text{ absolutos.- } T_0$$

tenemos ahora nuestro problema 503°.

Se hace necesaria una explicación en este caso.- La temperatura de 180°C es a la cual sale el aceite del banco de convección.-

Por otro lado, si 1 caloría = 1.8 B.t.u's
83 722 244 B.t.u's = 46 513 336 cal?

La constante K = 4.4.- Sustituyendo estos valores:-

$$S = \frac{46513336}{4.4\left(\frac{1100}{100}\right)^4 - \left(\frac{500}{100}\right)^4} = 754.21 \text{ mts}^2 = 8112.5 \text{ pies}^2$$

porque 1 pie^2 = 0.0929 mts^2

VI).- Si construimos el simplex con tubo "standard" de 4 pulgadas (10.16cms.) y 20 pies de longitud ¿qué número de estos necesitamos?.-

Si consideramos las áreas de los tubos proyectados en un plano perpendicular a la dirección de las radiaciones de la llama y de la pared emisora de la cámara de combustión, nos encontramos que esas proyecciones, con poco error a los diámetros, si la radiación tiene en todas partes dos la superficie equivalente a los rayos caloríficos sería: π x d/unidad de longitud.-

Calcularemos la longitud de los tubos entre estos valores y tomaremos el valor medio.-

Considerando la proyección sobre dos planos paralelos, perpendiculares a las direcciones de las emisiones calorífi cas de la llama y de la pared; las proyecciones por unidad de longitud son = 2 diámetros, por consiguiente:-

Número de metros del tubo:

$$= \frac{754.21}{2 \times 0.1016} = 3711.65 \text{ mts.-}$$

3711.66 x 3.28 = 12174.2 pies.-

Si consideramos que toda la superficie del tubo está expuesta a las emisiones caloríficas, tenemos:

$$\frac{754.21}{3.14 \times 0.1016} = 2356.91 \text{ mts.-}$$

2356.91 x 3.28 = 7730.7 pies.-

En el caso de que el serpentín forme una sola fila paralela a las paredes del horno, podemos tomar el valor medio de los casos considerados.-

Valor medio:- 3034.28 mts. = 9952.5 pies.-

Si los tubos comerciales son de una longitud de 20 pies, necesitaremos: 497.6, es decir, 498 tubos de los señalados.-

VII).- Calcularemos ahora el calor absorbido por la superficie (754.21 Mts.^{2} = 8115.3 pies.^{2}) encontrada, en el caso de usar 50% del exceso de aire.-

Wilson, Lobo y Hottel, han experimentado una fórmula para calcular el calor radiante absorbido por las superficies frías, teniendo en cuenta la relación de aire con respecto al combustible, clase de combustible, etc.- Esta fórmula es muy usada en el tipo caja para hornos, de tubos radiantes en cualquier número de filas y a cualquier altura:-

$$R = \frac{6950}{6950 + \frac{G \sqrt{Q}}{\sqrt{a.S}}}$$

G = Representa la relación en peso del aire al combustible.- También puede tomarse como relación de los gases que salen de la cámara de combustión al combustible.-

R = Relación de la cantidad de calor absorbida por radiación.-

a = Un factor igual a 0.98.-

Q = Cantidad de calorías producidas por el cumbustible quemado durante una hora.-

S = Superficie proyectada de los tubos.-

Para G se toman los siguientes valores:-

Sin exceso de aire		= 15 kgrs. de aire/kgr. de combustible.-	
Con "	"30%"	= 19.5 " " " " "	"
Con "	"50%"	= 22.5 " " " " "	"

$$3711.66 \times 3.28 = 12174.2 \text{ pies.-}$$

Si consideramos que toda la superficie del tubo está expuesta a las emisiones caloríficas, tenemos:

$$\frac{754.21}{3.14 \times 0.1016} = 2356.91 \text{ mts.-}$$

$$2356.91 \times 3.28 = 7730.7 \text{ pies.-}$$

En el caso de que el serpentín forme una sola fila pegada a las paredes del horno, podemos tomar el valor medio de los casos considerados.-

Valor medio:- 3034.28 mts. = 9952.5 pies.-

Si los tubos comerciales son de una longitud de 30 pies, necesitaremos: 497.6, es decir, 498 tubos de los señalados.-

VII).- Calcularemos ahora el calor absorbido por la superficie (754.21 Mts^2 = 8115.3 pies^2) encontrada, en el caso de usar 50% del exceso de aire.-

Wilson, Lobo y Hottel, han experimentado una fórmula para calcular el calor realmente absorbido por las superficies, teniendo en cuenta la relación de aire con respecto al combustible, clase de combustible, etc.- Esta fórmula es muy usada en el tipo cada para hornos, de tubos radiantes en cualquier número de filas y a cualquier altura:-

$$R = \frac{6950}{6950 + \frac{G \cdot \lambda}{\sqrt{a \cdot S}}}$$

G = Representa la relación en peso del aire al combustible.- También puede tomarse como relación de los gases que salen de la cámara de combustión al combustible.-

R = Relación de la cantidad de calor absorbida por radiación.-

a = Un factor igual a 0.98.-

G = Cantidad de calorías producidas por el combustible quemado durante una hora.-

S = Superficie proyectada de los tubos.-

Para G se toman los siguientes valores:-

Sin exceso de aire = 15 kgrs. de aire/kgr. de combustible.-
Con " "30%" = 19.5 " " " " " " "
Con " "50%" = 22.5 " " " " " " "

Con exceso de 100% de aire= 30.0 kgr.de aire/kgr.de combust.

Si se toma la relación de los productos de combustión - al combustible se dan los siguientes valores:-

Sin exceso de aire	=	16.
Con " "30%"	=	20.5
Con " "50%"	=	22.5
Con " del00%"	=	31.0

Sustituyendo valores tenemos:-

$$R = \frac{6950}{6950 + \left(22.5 \times \frac{\sqrt{46512358}}{\sqrt{0.98 \times 754.21}}\right)} = 0.552 \text{ ó } 55.2\%$$

Hemos supuesto en el cálculo del alambique que funciona con un rendimiento de 60%, el valor encontrado se acerca al supuesto, pero tal vez sería mejor usarlo con solo -- 30% de exceso de aire, según puede verse en el cálculo si-- guiente:-

$$R = \frac{6950}{6950 + (19.5 \times 250.7)} = 0.587 \text{ ó } 58.7\%$$

Si no lo hemos usado con este exceso de aire es por -- las razones que en (X) se darán.-

VIII).- Conoceremos ahora la pérdida de presión a través del serpentín.-

Ya señalamos que el escurrimiento dentro del alambique debe ser turbulento, por tal motivo hay que determinar el-- valor del criterio de Reynolds para nuestro caso.-

El volumen 1250 bbls./hora = 149034 lts. a 15.5°C., se convertirá a la temperatura de 230°C en:-

$$V = V_{15.5} (1 + a\ t)$$

$V_{15.5}$= 149034; $\underline{a}$ =0.00071; t=230-15.5=214.5.-Substituyendo:

$V = 149034(1 + 0.00071 \times 214.5) = 171731$ lts.-

La velocidad por segundo será:

$$v = \frac{\text{Gasto}}{3600 \times \pi r^2} \quad ; \quad \text{Gasto} = 171731\ 000 \text{ cms.}^3 \quad r = 5.08 \text{ cms.-}$$

Con exceso de 100% de aire= 30.0 kgr.de aire\kgr.de combust.

Si se toma la relación de los productos de combustión - al combustible se dan los siguientes valores:-

Sin exceso de aire = 16.
Con " "30%" = 20.5
Con " "50%" = 22.5
Con " de100%" = 21.0

Sustituyendo valores tenemos:-

$$R = \frac{6950}{6950+\left(22.5 \times \frac{(4831238)}{(0.98x754.21)}\right)} = 0.558 \text{ ó } 58.2\%$$

Hemos supuesto en el cálculo del siambique que funcionaba con un rendimiento de 60%, el valor encontrado se acerca al supuesto, pero tal vez sería mejor usarlo con solo 30% de exceso de aire, según puede verse en el cálculo siguiente:-

$$R = \frac{6950}{6950+(16.5x250.7)} = 0.587 \text{ ó } 58.7\%$$

Si no lo hemos usado con este exceso de aire es por las razones que en (X) se darán.-

VIII).- Conocemos ahora la pérdida de presión a través del serpentín.-

Ya señalamos que el escurrimiento dentro del siambique debe ser turbulento, por tal motivo hay que determinar el valor del criterio de Reynolds para nuestro caso.-

El volumen 1580 bbls.\hora = 14905# lts. a 15.5°C., se convertirá a la temperatura de 230°C así:-

$$V = V_{15.5}(1 + a\,t)$$

$V_{15.5}$= 14905#; a =0.00071; t=230-15.5=214.5.-Sustituyendo:

$$V = 14905\#(1 + 0.00071 \times 214.5) = 17171 \text{ lts.}-$$

la velocidad por segundo será:

$$v = \frac{\text{Gasto}}{3600 \times \pi r^2} \; ; \quad \text{Gasto} = 17171\,000 \text{ cms}^3 \quad r = 5.08 \text{ cms.}-$$

$$v = \frac{171731000}{3600 \times 3.14 \times 5.08^2} = 588.9 \text{ cms./seg.-}$$

La viscosidad del aceite a la temp.media de 230°C es de 0.05 poise.La densidad media del aceite a la temperatura de 230°C.

$$d = d_{15.5} (1 - \alpha t)$$

$$d = 0.930 (1 - 0.00071 \times 214.5) = 0.788$$

$$\text{Criterio} = \frac{588.9 \times 0.788 \times 10.16}{0.05} = 94285.-$$

Que nos dice encontrarnos dentro del régimen turbulento.

Para calcular la presión necesaria para hacer escurrir el aceite, usaremos la fórmula de D'Arcy:-

$$P = f \frac{L}{D} \cdot \frac{dv^2}{2g}$$

Para nuestra aplicación tomaremos:-

P = presión en kilogramos ; L = longitud en metros.-

f = ceoficiente de fricción que depende del criterio de Reynolds.-

D = diámetro en centímetros ; d = densidad.-

v = velocidad en cms/seg. ; g = atracción de la gravedad en cms.-

Por consiguiente:

$$1000\ P = f \frac{100\ L}{D} \cdot \frac{dv^2}{2 \times 981} \quad \therefore \quad P = 0.000051\ f \frac{L\ dv^2}{D}$$

Sustituyendo valores:-

f = 0.0185, valor que corresponde al criterio de Reynolds = = 94285.-

L = 3034.28 mts., valor medio calculado en (VI).-

$$P = \frac{0.000051 \times 0.0185 \times 3034.28 \times 0.788 \times 588.9^2}{10.16}$$

$$P = \underline{76.7 \text{ kgrs./cm}^2 \times 14.223 = 1090 \text{ lbrs./pulg.}^2}$$

IX).- Trataremos ahora el cambio de calor en el banco de convección.- En esta parte del alambique el cambio se verifica entre los gases calientes que salen a la chimenea y el petróleo que viene de los cambiadores de calor.-

Los gases de escape dijimos ya que tienen una temperatu

$$v = \frac{3800 \times 3.14 \times 5.08^2}{171731000} = 588.9 \text{ cms./seg.}$$

La viscosidad del aceite a la temp.media de 230°C es de 0.05 poise.La densidad media del aceite a la temperatura de 230°C.

$$d = d_{15.5} \left(1 - \alpha \Delta t \right)$$

$$d = 0.930 \left(1 - 0.00071 \times 214.5 \right) = 0.758$$

$$\text{Criterio} = \frac{588.9 \times 0.758 \times 10.16}{0.05} = 90285.-$$

que nos dice encontrarnos dentro del régimen turbulento.

Para calcular la presión necesaria para hacer escurrir el aceite, usaremos la fórmula de D'Arcy:-

$$p = f \frac{L}{D} \cdot \frac{dv^2}{2g}$$

Para nuestra aplicación tomaremos:-

p = presión en kilogramos ; L = longitud en metros.-

f = coeficiente de fricción que depende del criterio de Reynolds.-

D = diámetro en centímetros ; d = densidad.-

v = velocidad en cms/seg. ; g = aceleración de la gravedad en cms.-

Por consiguiente:

$$1000\, p = f \frac{100\, L}{D} \cdot \frac{dv^2}{2 \times 981} \quad \therefore \quad p = 0.00051\, f \frac{L\, dv^2}{D}$$

Sustituyendo valores:-

f = 0.0185, valor que corresponde al criterio de Reynolds = 90285.-

L = 3034.28 mts., valor medio calculado en (VI).-

$$p = \frac{0.00051 \times 0.0185 \times 3034.28 \times 0.758 \times 588.9^2}{10.16}$$

$$p = 76.7 \text{ kgrs./cm}^2 \times 14.223 = 1.090.-$$

IX).- Trataremos ahora el cambio de calor en el banco de convección.- En esta parte del alambique el cambio se verifica entre los gases calientes que salen de la chimenea y el petróleo que viene de los cambiadores de calor.-

Los gases de escape dijimos ya que tienen una temperatu

ra de 650°F.= 343°C. = 616° absolutos.-

Entonces, si suponemos que la temperatura de los gases es la misma que la de la cámara de combustión (1100° absolutos), los gases deben enfriarse hasta 616° absolutos.-

Consideremos que el calor específico de los gases al salir de la cámara de combustión es de 0.26 cal/gr.-

La cantidad de calor que debe quitarse a los gases en el caso de un exceso de aire de 50% es:- $Q = MC\ (T-T')$.-

Para tener la masa tomaremos, según se ha dicho en (VII), para un exceso de aire de 50%, 22.5 kgr. de aire.- La masa de los gases que salen de la cámara de combustión por cada kilo de combustible quemado será de 23.5 kgrs.-

Como hemos necesitado 8015.52 lbrs. de combustible = = 3636 kgrs., la masa total de gases será:- 23.5 x 3636 = = 85446 kgrs/hora.-

Luego $Q = 85446 \times 0.26\ (1100-616) = 10752525$ cal/hora.-

En la sección de convección la cantidad de calor absorbida se obtiene aplicando la fórmula empírica de Monrad, que es la que mejores resultados ha dado en el cálculo de la cantidad de convección en los alambiques de tubos.-

$$q_c = \frac{K.G^{2/3}.\ T^{0.3}}{D^{1/3}}$$

En la cual:- q_c = al coeficiente de transmisión del calor en calorías por metro lineal, por metro cuadrado, por grado centígrado y por hora.-

G = masa de gases productos de la combustión que pasan a través de la sección mínima (Kgrs./seg. en mtr.^{2}).-

D = diámetro del tubo en cms.-

T = temperatura absoluta del gas.-

K = constante igual a 21.35 en el sistema métrico.-

La fórmula de Monrad da el valor del coeficiente de transmisión del calor q_c éste será aplicado en la fórmula general de cambio de calor entre dos fluídos de donde obtendremos la superficie necesaria para este cambio de calor.- La fórmula aplicada en la sección de convección será:-

$$Q = q_c\ \Delta_m\ S.-$$

ra de 650°K.= 343°C. = 616° absolutos.-

Entonces, si suponemos que la temperatura de los gases- es la misma que la de la cámara de combustión (1100° absolutos), los gases deben enfriarse hasta 616° absolutos.-

Consideremos que el calor específico de los gases al aire de la cámara de combustión es de 0.26 cal\gr.-

La cantidad de calor que debe quitarse a los gases en el caso de un exceso de aire de 50% es:- $Q = MC\ (T-T')$.-

Para tener la masa tomaremos, según se ha dicho en (VII), para un exceso de aire de 50%, 22.5 kgr. de aire.- La masa- de los gases que salen de la cámara de combustión por cada- kilo de combustible quemado será de 23.5 kgrs.-

Como hemos necesitado 5019.44 libs. de combustible = = 3836 kgrs., la masa total de gases será:- 23.5 x 3836 = = 90146 kgrs\hora.-

Luego Q = 90146x0.26 (1100-616)=10758239 cal\hora.-

En la sección de convección la cantidad de calor absorbida se obtiene aplicando la fórmula empírica de Mostrad, que es la que mejores resultados ha dado en el cálculo de la --- cantidad de convección en los alambiques de tubos.-

$$Q_c = \frac{K.G_{s/s}.T_{0.3}}{D^{1/3}}$$

En la cual:- Q_c = el coeficiente de transmisión del calor en calorías por metro lineal, por metro cuadrado, por- grado centígrado y por hora.-

G = masa de gases productos de la combustión que pasan a través de la sección mínima (Kgrs.\seg. m²).-

D = diámetro del tubo en cms.-

T = temperatura absoluta del gas.-

K = constante igual a 21.35 en el sistema métrico.-

La fórmula de Mostrad da el valor del coeficiente de - transmisión del calor Q_c, éste será aplicado en la fórmula general de cambio de calor entre dos fluidos de donde obtendremos la superficie necesaria para este cambio de calor.- La fórmula aplicada en la sección de convección será:-

$$Q = Q_c \ \Delta_m \ S.-$$

$$\therefore S = \frac{Q}{q_c \cdot \Delta_m}$$

Q = Cantidad de calor que debe quitarse a los gases de la cámara de combustión, por hora.-

Δ_m = Diferencia media de la temperatura entre los dos fluídos (aceite y gases).-

Hemos dicho en (V) que el petróleo sale del banco de convección a 160°C.-

En los cambiadores consideramos que el aceite crudo sale de ellos a la temperatura de 100°C., por consiguiente, entra al alambique con esta misma temperatura.-

La diferencia media de la temperatura entre el aceite y los gases que salen del horno es, de acuerdo con los siguientes datos:-

Temperatura absoluta de los gases que salen de la cámara de combustión :- 1100°.-

Temperatura absoluta de los gases al entrar a la chimenea:- 616°.-

Temperatura absoluta del aceite al entrar al banco de convección:- 100 + 273 = 373°.-

Temperatura absoluta del aceite al salir de la sección de convección:- 160 + 273 = 433°.-

Diferencia entre el gas que entra al banco de convección y el aceite que sale de la zona de radiación:- 1100 - 433 = 667°.-

Diferencia entre la temperatura del gas que sale a la chimenea y el aceite que entra al alambique:- 616 - 373 = 243°.-

Por consiguiente:- $\Delta_m = \frac{667 - 243}{2.3 \log. \frac{667}{243}} = 424$

Para encontrar el valor de q_c resolveremos el problema con los datos que se refieren a un exceso de aire de 50%.-

La masa G de gas que atraviesa la sección mínima por segundo es:-

$$G = \frac{85446}{3600} = 23.73 \text{ kgrs./seg.-}$$

$$\therefore S = \frac{q}{q_o \cdot \Delta_m}$$

q = Cantidad de calor que debe suministrarse a los gases de la cámara de combustión, por hora.-

Δ_m = Diferencia media de la temperatura entre los dos fluidos (aceite y gases).-

Hemos dicho en (V) que el período medio del banco de convección a 160°C.

En los cambiadores consideramos que el aceite circula pasa de ellos a la temperatura de 100°C., por consiguiente, entra al alambique con esta misma temperatura.-

La diferencia media de la temperatura entre el aceite y los gases que salen del horno ha, de acuerdo con los siguientes datos:-

Temperatura absoluta de los gases que salen de la cámara de combustión :- 1100°.-

Temperatura absoluta de los gases al entrar a la chimenea:- 616°.-

Temperatura absoluta del aceite al entrar al banco de convección:- 100 + 273 = 373°.-

Temperatura absoluta del aceite al salir de la sección de convección:- 160 + 273 = 433°.-

Diferencia entre los gases que entran al banco de convección y el aceite que mientras la zona de radiación:- 1100 - 433 = 667°.-

Diferencia entre la temperatura dominante que sale a la chimenea y el aceite que entra al alambique:- 616 - 373 = 243°.-

Por consiguiente:- $\Delta_m = \frac{667 - 243}{2.3 \log \frac{667}{243}} = 438$

Para encontrar el valor de q_o resolvemos el problema con los datos que se refieren a un exceso de aire de 50%.-

La masa O de gas que atraviesa la sección mínima por segundo es:-

$$O = \frac{25446}{3600} = 23.13 \text{ kgrs./seg.-}$$

En la fórmula de Monrad se tiene:-

$G^{2/3} = 23.73^{2/3} = 2/3 \log.23.73=0.91686$;Antilogaritmo= 8.258

$T^{0.3} = 1100^{0.3} = 0.3 \log. 1100=0.91242$;Antilogaritmo= 8.174

Para el tubo tomaremos un diámetro de 6 pulgadas (15 -- cms.) según es costumbre:-

$D^{1/3} = 15^{1/3} = 1/3 \log. 15 = 0.392$; Antilogaritmo = 2.466

Sustituyendo valores:-

$$q_c = \frac{21.35 \times 8.258 \times 8.174}{2.466} = 584.4$$

Por consiguiente en la fórmula que nos da la superficie:

$$S = \frac{10752525}{584.4 \times 424} = 43.31 \text{ mts.}^2$$

En metros lineales:-

$$\frac{43.31}{3.14 \times 0.15} = \underline{91.94 \text{ mts.} = 302 \text{ pies.}}-$$

Tomando tubos "standard" de 6 pulgadas y 20 pies de longitud:-

Son necesarios 15 tubos.-

X).- El tipo de alambique que proponemos es el presentado en la (Fig.5), en ella se puede ver el detalle de su construcción.-

En este tipo de alambique se tiene una cámara de combustión, de calor radiante tipo Foster, amplia para verificar - la combustión completa; por esto es por lo que hemos usado - exceso de 50% de aire en nuestros cálculos, y no el 30% que- es común en la industria.- Las ventajas de este exceso se deducen claramente, pues el cambio de calor es ventajoso, talvez mayor del 60% en rendimiento que hemos usado; pero en -- vista de que no tenemos datos experimentales del alambique - mencionado es por lo que hemos supuesto ese rendimiento, comunmente usado en cálculos.-

Los tabiques construído de Hytempite, patente, y pedacería de ladrillo refractario, hacen mayor el contacto de ga-- ses y "flusería", de tal manera que los dichos gases pueden- verificar la convección perfeccionada, saliendo a la chime-- nea mejor enfriados que en los tipos comunes de alambiques.-

De acuerdo con el tipo presentado la superficie calcula

En la fórmula de Monrad se tiene:-

$$d_0^{2/3} = 23.73^{2/3} = 2/3 \log.23.73 = 0.91686; \text{Antilogaritmo} = 8.258$$

$$p_0^{0.3} = 1100^{0.3} = 0.3 \log. 1100 = 0.9124; \text{Antilogaritmo} = 8.174$$

Para el tubo tomaremos un diámetro de 6 pulgadas (15 cms.) según es costumbre:-

$$p_1^{1/3} = 15^{1/3} = 1/3 \log. 15 = 0.392; \text{Antilogaritmo} = 2.466$$

Sustituyendo valores:-

$$d_0 = \frac{21.36 \times 8.258 \times 8.174}{2.466} = 584.4$$

Por consiguiente en la fórmula que nos da la superficie:

$$S = \frac{10725256}{584.4 \times 424} = 43.31 \text{ mts}^2$$

En metros lineales:-

$$\frac{43.31}{3.14 \times 0.15} = 91.94 \text{ mts.} = 302 \text{ pies.-}$$

Tomando tubos "standard" de 6 pulgadas y 20 pies de longitud:-

Son necesarios 15 tubos.-

X).- El ejemplo de alambique que proponemos es el presentado en la (Fig.6), en cuya ampliación ver el detalle de su construcción.-

En este tipo de alambique se toma una cámara de combustión, de calor radiante tipo Foster, amplia para verificar la combustión completa; por esto es por lo que hemos usado exceso de combustible en nuestros cálculos, y no el 30% que es común en la industria.- Las ventajas de este exceso es de duren alrededor, pues el tanto de calor es variable, tal vez mayor del 80%, en realidad lo que hemos usado, pero en vista de que no tenemos datos experimentales del alambique mencionado en cuanto que hemos supuesto ese rendimiento, con mayor exactitud en cálculos.-

Los tubos son construidos de Refractorite, patente, y pedaza de Industria refractaria, hacen mayor el contacto de gases y "Tuesada", de tal manera que los dichos gases pueden verificar la convección perfectamente, midiendo a la chimenea mayor entrada que en los tipos comunes de alambique.-

De acuerdo con el tipo presentado la superficie calorífica

da da un número de alambiques igual a seis.- Usaremos doble-serie, cuando menos nueve, para uso en caso de imprevistos , limpieza y hasta para una amplitud apropiada en el trabajo.-

Torres de fraccionamiento.- En esta parte calcularemos-el diámetro de las torres, la sección de la entrada de los - vapores a las cachuchas, el número de estas, el diámetro de-los tubos de escurrimiento, la cantidad de reflujo necesaria, la pérdida de presión entre dos platos de la columna y pre--sentaremos un resumen aproximado de las condiciones genera--les que deben llenarse.-

La columna deberá fraccionar el petróleo en cuatro productos, a saber:- un residuo que será separado en el fondo ; Gasoil y Kerosina, en sus correspondientes secciones y gasolina que saldrá en la parte superior de la torre en forma de vapores.- La torre constaráde 17 platos repartidos de la siguiente manera:-

3 platos que formarán la sección del reflujo.-
4 " " " " " de Kerosina.-
5 " " " " " del Gasoil.-
1 " intermedio, entre el plato alimentador y el -- primero de la sección del gasoil.-
1 plato alimentador de crudo.-
3 platos agotadores del mismo.-

Su capacidad será de 30,000 bbls./24 hs. = 3577 mts.^{3}/día, de crudo con 0.930 de densidad y: 9.28% en vol. de gasolina.
11.26% " " de kerosina.
8.59% " " " gasoil.-

Se usará vapor sobrecalentado en proporción de 4% en peso, sobre el volumen del crudo tratado.-

El crudo entrará a la torre a una temperatura de 309°C.

El vapor sobrecalentado entrará a la torre a una temperatura de 280°C.-

Para calcular el diámetro de la torre necesitamos cono--cer el volumen de los vapores a la entrada y a la salida, porque el volumen va disminuyendo con la temperatura y con la separación del gasoil y de la kerosina en sus respectivas sec--ciones.-

También se debe tener en cuenta el vapor de agua que - - acompañará a la gasolina en la condensación.-

El petróleo, como hemos dicho, llega a la torre a 300°C.

de da un número de alambques igual a seis.- Usaremos doble serie, cuando menos nueve, para uso en caso de improvistos, limpieza y hasta para una ampliitud aprobada en el trabajo.-

Torres de fraccionamiento.- En esta parte calcularemos el diámetro de las torres, la rección de la entrada de los vapores a las campanas, el número de estas, el diámetro de los tubos de sourtimiento, la cantidad de refluto necesaria, la pérdida de presión entre dos platos de la columna y presentaremos un resumen aproximado de las condiciones generales que deben llenarse.-

La columna deberá fraccionar el petróleo en cuatro productos, a saber:- un residuo que será separado en el fondo; Gasoil y Kerosina, en sus correspondientes secciones y gasolina que salirá en la parte superior de la torre en forma de vapores.- La torre contendrá 17 platos repartidos de la siguiente manera:-

3 platos que formarán la rección del refluto.-
4 " " " " " de Kerosina.-
5 " " " " " del Gasoil.-
1 " intermedio, entre el plato alimentador y el primero de la rección del gasoil.-
1 plato alimentador de crudo.-
3 platos agotadores del mismo.-

Su capacidad será de 30,000 bbls./24 hs. = 3577 mts.³/día, de crudo con 0.930 de densidad y: 9.296 m³ vol. de gasolina.
11.296 " " de kerosina.
8.596 " " gasoil.-

Se usará vapor sobrecalentado en proporción de 4% en peso sobre el volumen del crudo tratado.-

El crudo entrará a la torre a una temperatura de 300°C.
El vapor sobrecalentado entrará a la torre a una temperatura de 280°C.-

Para calcular el diámetro de la torre necesitamos conocer el volumen de los vapores a la entrada y a la salida, porque el volumen va disminuyendo con la temperatura y con la separación del gasoil y de la kerosina en sus respectivas secciones.-

También se debe tener en cuenta el vapor de agua que acompañará a la gasolina en la condensación.-

El petróleo, como hemos dicho, llega a la torre a 300°C.

pero la evaporación hace que la temperatura descienda, llegándose a registrar en el plato inferior del gasoil una temperatura de 290°C., temperatura suficiente para la separación del gasoil en nuestro caso.-

La temperatura de salida de los vapores de gasolina acompañados de vapor de agua es de 135°C., para el caso del aceite crudo que tratemos y para el producto final que se desea.-

La media de las temperaturas señaladas nos servirá para calcular el volumen de los vapores:

$$\frac{290 - 135}{2} = 212.5°C. = T = 485.5$$

The Bureau of Standard da la siguiente fórmula empírica para determinar el volumen específico, en función de la densidad de las fracciones cuyas densidades están entre 0.51 y 0.8:-

$$\text{Vol. específico} = \frac{1.84T\ (1.03 - d}{p.d}$$

En la cual: T = temperatura absoluta de los vapores.-
d = densidad a 15°.- p = presión en atmósferas.-
El error de la fórmula anterior varía alrededor de 10%
Calcularemos al volumen específico de los productos, al estado de vapor y a la temperatura media que nos hemos fijado.-

Generalmente, para estos aceites, las torres trabajan de 1.8 - 2 atmósferas absolutas.-

Consideremos además las densidades de los productos obtenidos en la destilación preliminar:- Gasolina = 0.7265 ; Kerosina = 0.795 ; Gasoil = 0.841.-

Vol.específico de la gasolina:-

$$= \frac{1.84 \times 485.5\ (1.03 - 0.7265)}{2 \times 0.7265} = 186.59$$

Vol.específico de la kerosina:-

$$= \frac{1.84 \times 485.5\ (1.03 - 0.795)}{2 \times 0.795} = 132.03$$

Vol.específico del Gas-Oil:-

pero la evaporación hace que la temperatura descienda, llegando a registrar en el plato inferior del gasoil una temperatura de 290°C., temperatura suficiente para la separación del gasoil en nuestro caso.-

La temperatura de salida de los vapores de gasolina - acompañados de vapor de agua es de 135°C., para el caso del crudo que tratamos y para el producto final que se desea.-

La medida de las temperaturas señaladas nos servirá para calcular el volumen de los vapores:

$$\frac{290 + 135}{2} = 212.5°C. = T = 485.5$$

The Bureau of Standard da la siguiente fórmula empírica para determinar el volumen específico, en función de la densidad de las fracciones cuya densidades están entre 0.51 y 0.8:-

$$\text{Vol. específico} = \frac{1.86T\,(1.03 - d)}{p.d}$$

En la cual: T = temperatura absoluta de los vapores.-
d = densidad a 15°.- p = presión en atmósferas.-
El error de la fórmula anterior varía alrededor de 10%
Calcularemos el volumen específico de los productos, al estado de vapor y a la temperatura media que nos hemos fijado.-

Generalmente, para estos casos, las torres trabajan de 1.8 - 2 atmósferas absolutas.-

Consideremos además las densidades de los productos obtenidos en la destilación preliminar:- Gasolina = 0.7265 ; Keroseno = 0.795 ; Gasoil = 0.841.-

Vol.específico de la gasolina:-

$$= \frac{1.86 \times 485.5\,(1.03 - 0.7265)}{2 \times 0.7265} = 186.89$$

Vol.específico de la keroseno:-

$$= \frac{1.86 \times 485.5\,(1.03 - 0.795)}{2 \times 0.795} = 132.02$$

Vol.específico del Gas-Oil:-

$$= \frac{1.84 \times 485.5\ (1.03 - 0.841)}{2 \times 0.841} = 100.38$$

Volumen específico del vapor de agua bajo las mismas condiciones = 1020

Las cantidades de destilado por hora son:-

Gasolina $= \frac{0.0926 \times 3577}{24} = 13.8$ mts.^{3} = 13800 lts.=10025.7 K.

Keroseno $= \frac{0.1126 \times 3577}{24} = 16.781$ mts.^{3} = 16781 lts.=13340.9 "

Gasoil $= \frac{0.0859 \times 3577}{24} = 12.802$ mts.^{3} = 12802 lts.=10766.5 "

Crudo tratado = 149.034 mts.^{3} = 149034 lts.= 138601.6 Kgrs.
Vapor de agua = 0.04 x 149034 = 5961.4 Kgrs.-
Por consiguiente la cantidad de vapores que entran en la torre estará dada por los siguientes valores:-

Gasolina	: 186.59 x 10025.7 =	1870695.4 Lts.-
Kerosina	: 132.03 x 13340.9 =	1761399.0 "
Gas-oil	: 100.38 x 10766.5 =	1080741.3 "
Vapor de agua	: 1020 x 5961.4 =	6080628. "
Total de vapores...	:	10793463.7 "

La cantidad de vapores que salen de la torre por hora es:-

Gasolina	1870695.4 lts.
Vapor de agua	6080628.0 "
T o t a l	7951323.4 lts.-

Para obtener la velocidad tomaremos el valor medio de los gases que entran y los que salen:-

Gasto por hora = 9372393.5 lts. = 9372.4 mts.^{3}

El diámetro de la columna depende del gasto de vapores por hora, que deberá atravesar la columna.-

Se han establecido muchas fórmulas para el cálculo de la velocidad de los vapores en la torre, algunas de ellas muy complejas, en función de la difusibilidad de los vapores de los componentes, cuyas concentraciones varían al pasar de un plato a otro; otras han tomado como base la densidad de los vapores y líquidos en contacto.- La más sencilla es la siguiente:-

$$= \frac{1.84 \times 685.5\ (1.03 - 0.841)}{2 \times 0.841} = 100.38$$

Volumen especifico del vapor de agua bajo las mismas condiciones = 1020

Las cantidades de destilado por hora son:-

Gasolina = $\frac{0.0928 \times 3577}{24}$ = 13.8 mts^3 = 13805 lts. = 100 25.7 K.

Kerosene = $\frac{0.1126 \times 3577}{24}$ = 16.781 mts^3 = 16781 lts. = 13340.9 "

Gasoil = $\frac{0.0866 \times 3577}{24}$ = 12.802 mts^3 = 12802 lts. = 10766.5 "

Crudo tratado = 149.034 mts^3 = 149034 lts. = 138601.6 Kgrs.

Vapor de agua = 0.04 x 149034 = 5961.4 Kgrs.-

Por consiguiente la cantidad de vapores que entran en la torre estará dada por los siguientes valores:-

Gasolina	: 185.38 x 1002.5.7	= 187058.4 lts.-
Kerosene	: 132.03 x 1334.0.9	= 176139.0 "
Gas-oil	: 100.38 x 1076.5.5	= 108074.3 "
Vapor de agua	: 1020 x 5961.4	= 6080828. "
Total de vapores...		:1079365.7 "

La cantidad de vapores que salen de la torre por hora son:-

Gasolina	187058.4 lts.
Vapor de agua	6080828.0 "
T o t a l	7953325.4 lts.-

Para obtener la velocidad tomaremos el valor medio de los gases que entran y los que salen:-

Gasto por hora = 9372295.5 lts. = 9372.4 mts^3

El diámetro de la columna depende del gasto de vapores por hora, que deberá atravesar la columna.-

Se han establecido muchas fórmulas para el cálculo de la velocidad de los vapores en la torre, algunas de ellas muy complejas, en función de la diafuabilidad de los vapores de los componentes, cuyas concentraciones varían al pasar de un plato a otro; otras han tomado como base la densidad de los vapores y líquidos en contacto.- La más sencilla es la siguiente:-

$v = \frac{K}{\sqrt{d}}$ v = velocidad en metros por segundo.-
d = densidad del vapor bajo las condiciones de operación.-
K = constante que puede variar de 0.85 a 1.35

La velocidad v en la fórmula anterior se refiere a la velocidad de los vapores en los espacios libres, es decir, en el espacio entre plato y plato.- En la práctica esta velocidad varía de 0.5 metros a 1.00.-

Llamemos G al gasto por hora, el diámetro D de la torre de fraccionamiento se determinará como sigue:-

G = volumen de vapores en mts^3/hora.-

$V = \frac{\pi D^2}{4}$; v' = velocidad en metros por hora.-

$v = \frac{v'}{3600}$ = volumen en metros por segundo.-

Entonces:- $G = \frac{\pi D^2}{4}$; v' = 3600 v.-

$$G = \frac{\pi D^2 3600 v}{4} = 900 \times 3.14\ D^2\ v.-$$

Sustituyendo el valor de v:-

$$G = \frac{2826\ D^2 K}{\sqrt{d}} \quad \therefore D^2 = \frac{G\sqrt{d}}{2826\ K}$$

Tomando para K su valor medio = 1.1

$$\frac{1}{3108.6}\ G\sqrt{d} = D^2 \quad \therefore D = 0.00032\ G\sqrt{d}.$$

Para poder aplicar esta fórmula necesitamos calcular la densidad media de los vapores, es decir, el peso de un metro cúbico:-

Peso de los vapores que entran por hora :	40094.5	kgr.
Vol. de vapores que entran por hora :	10793.5	Mts^3.
Peso de un metro cúbico de estos vapores:	3.72	kgrs.
Peso de los vapores que salen por hora :	15987.1	"
Vol. de vapores que salen por hora :	7951.3	mts^3.
Peso de un metro cúbico de estos vapores:	2.01	Kgrs.
Peso medio del metro cúbico:-	2.865	"

Calculando:- $D = 0.00032 \times 9372.4 \times \sqrt{2.865} = 5.076$ mts.-

La capacidad de la torre queda limitada por el valor -

$v = \frac{K}{\sqrt{d}}$ v = velocidad en metros por segundo.-
d = densidad del vapor bajo las condiciones de operación.-

K = constante que puede variar de 0.85 a 1.35

La velocidad v en la fórmula anterior se refiere a la velocidad de los vapores en los espacios libres, es decir, en el espacio entre plato y plato.- En la práctica esta velocidad varía de 0.8 metros a 1.00.-

Llamemos G al gasto por hora, el diámetro D de la torre se determinará como sigue:-

G = volumen de vapores en mt^3/hora.-

$V = \frac{\pi D_s^2}{4}$; v = velocidad en metros por hora.-

$v = \frac{v'}{3600}$ = volumen en metros por segundo.-

Entonces:- $G = \frac{\pi D_s^2}{4}$; $v' = 3600\ v$.-

$$G = \frac{\pi D_s^2 3600 v}{4} = 900 \times 3.14\ D_s^2\ v.-$$

Sustituyendo el valor de v:-

$$G = \frac{2826\ D_s^2 K}{\sqrt{d}} \quad \therefore D_s^2 = \frac{G\sqrt{d}}{2826\ K}$$

Tomando para K un valor medio = 1.1

$$\frac{1}{3108.6}\ G\sqrt{d} = D_s^2 \quad \therefore D = 0.00032\ G\sqrt{d}.$$

Para poder aplicar esta fórmula necesitamos calcular la densidad media de los vapores, es decir, el peso de un metro cúbico:-

Peso de los vapores que entran por hora : 4009.5 Kgr.
Vol. de vapores que entran por hora : 1079.5 Mts^3
Peso de un metro cúbico de estos vapores: 3.72 Kgrs.
Peso de los vapores que salen por hora : 1596.1 "
Vol. de vapores que salen por hora : 7951.3 mts^3
Peso de un metro cúbico de estos vapores: 2.01 Kgrs.
Peso medio del metro cúbico:- 2.865 "

Calculando:- $D = 0.00032 \times 2372.4 \times \sqrt{2.865} = 5.076$ mts.-

La capacidad de la torre queda limitada por el valor -

medio, cuyo diámetro es el anterior.-

Este diámetro sería para 30000 bbls. diarios y es demasiado grande para construir una torre.- Si construimos dos torres, para 15000 bbls. c/u., el diámetro sería de 2.54 mts.

Ahora calcularemos para el caso del valor máximo:-

Gasto por hora:- 10793.5 mts^3

Peso del metro cúbico:- 3.72 kgrs.-

$D = 0.00032 \times 10793.5 \times \sqrt{3.72} = 6.66$ mts.-

Construyendo dos torres para 15000 bbls. cada una :

D = 3.33 mts.- La casa Badger and Sons ha construido torres para estos crudos, las hemos dibujado en la (Fig.6), para capacidad de 2290 mts^3/24 horas, aproximadamente 20000 bbls.- El diámetro que les ha dado es de 3.05 metros, para el mismo número de platos con los que nosotros hemos calculado.- Este dato lo damos únicamente como referencia puesto que la casa mencionada tiene ya experimentadas dichas torres.- Hay que hacer la advertencia que esas torres tienen otra rectificadora de 1.68 mts.-

Para poder calcular el número de conductos y cachuchas, diremos primero algo que se refiere a los platos.-

Se han fijado tres zonas en el espacio comprendido entre plato y plato, que varían con la velocidad de los gases. La primera zona se extiende hasta una altura de 15 cms. arriba de la superficie líquida y está formada por espuma.- La segunda zona está constituida por gotas grandes y alcanza una altura de 35 a 45 cms.- La tercera zona consta de gotas pequeñas que pueden ser arrastradas por el vapor.-

En síntesis, la distancia entre plato y plato varía de 0.5 - 0.75 mts.-, dependiendo ésta de la velocidad de los vapores.- Las grandes velocidades benefician el fraccionamiento, porque las zonas se hacen mayores y el vapor está en mayor contacto con el líquido.-

En nuestra torre hemos separado los platos para destilado a 71 cms., lo mismo que los agotadores del crudo; el plato de contacto del reflujo con gases ha sido separado 122 cms., para colocar el empaque y para que su objeto sea más fácilmente efectuado.- El plato alimentador ha sido separado de los platos adyacentes 100 cms. para dar amplitud a la espuma formada cuando el crudo caliente se pone en contacto con el vapor de arrastre.- Se encuentra, por consiguiente, dentro de las distancias señaladas por la práctica.-

medio, cuyo diámetro es el exterior.-

Este diámetro sería para 30000 bbls. diarios y es demasiado grande para construir una torre.- Si construimos dos torres, para 15000 bbls. cada una, el diámetro sería de 2.64 mts.

Ahora calcularemos para el caso del valor máximo:-

Gasto por hora:- 1079.3 mts.

Peso del metro cúbico:- 3.72 kgs.-

D = 0.00052 x 1079.3 x $\sqrt{3.72}$ = 0.69 mts.-

Construyendo dos torres para 15000 bbls. cada una:-

D = 2.35 mts.- La casa Badger and Sons ha construído torres para estos arreglos, las hemos dibujado en la fig. 69, para capacidad de 15000 bbls. por hora, aproximadamente 30000 bbls.- El diámetro que ha usado es de 3.05 metros, para el mismo número de platos con los que nosotros hemos calculado.- Este dato lo damos únicamente como referencia puesto que esa casa norteamericana tiene ya experimentadas dichas torres.- Hay que hacer la advertencia que esas torres tienen otro rectificador de 1.68 mts.-

Para poder calcular el número de conductos y cantidades, diremos algo que se refiere a los platos.-

Supongamos tres zonas en el espacio comprendido entre plato y plato, que varían con la velocidad de los gases. La primera zona se extiende hasta una altura de 15 cms. arriba de la superficie líquida y está formada por espuma.- La segunda zona está constituída por gotas grandes y alcanza una altura de 35 a 45 cms.- La tercera zona contiene gotas pequeñas que pueden ser arrastradas por el vapor.-

Si entonces, la distancia entre plato y plato sería de 0.5 y 0.75 mts.-, dependiendo ésta de la velocidad de los vapores.- Las grandes velocidades benefician el fraccionamiento, porque las zonas se hacen mayores y el vapor está en mayor contacto con el líquido.-

En nuestra torre hemos separado los platos para destilado a 71 cms., lo mismo que los agotadores del crudo; el plato de contacto del refluído con gases ha sido separado 132 cms., para colocar el empaque y para que su objeto sea más fácilmente efectuado.- El plato alimentador ha sido separado de los platos adyacentes 100 cms. para dar amplitud a la espuma formada cuando el crudo caliente se pone en contacto con el vapor de arrastre.- Se encuentra, por consiguiente, dentro de las distancias señaladas por la práctica.-

En fin, los detalles pueden verse con toda amplitud en la (Fig.6).-

La repartición de las cachuchas en los platos debe ser de tal manera que las zonas que hemos mencionado sean uniformes.- Cuando la velocidad de los gases, a la salida de las cachuchas es de 1.5 mts./seg., las zonas alcanzan una altura de 12 cms.; cuando la velocidad es de 3 mts./seg., las zonas alcanzan una altura total de 45 cms.; a una velocidad de 4.5 mts./seg., la altura alcanzada es de 105 cms.-

La superficie de loa conductos de los vapores en los platos, varía de 11% a 12.5% de la superficie de la sección de la torre; esto permite elevar la velocidad de los vapores al salir de las cachuchas a 8 ó 9 veces el valor de la velocidad del espacio libre.-

El líquido escurre del plato superior al inferior por un tubo que tiene una represa en su extremo de descarga, evitando así el paso de los vapores por ese tubo y originando un desnivel del líquido condensado que da la diferencia de presiones necesaria para hacer escurrir los vapores al plato superior.-

De acuerdo con lo dicho la superficie de entrada de los vapores a las cachuchas, tomando el 12% de la sección, estará dada por la relación:-

$$\frac{\pi D^2}{4} \times 0.12 \; ; \; D = 3.33 \text{ mts. (valor máximo).-}$$

$$\therefore S = \frac{3.14 \times 3.33^2 \times 0.12}{4} = 1.045 \text{ mts}^2$$

Las cachuchas que ofrecen mayor rendimiento son las más pequeñas, esto se demuestra experimentalmente y coincide con el criterio de que a mayor división de los vapores se obtiene mayor rendimiento.- Las cachuchas más pequeñas que se construyen tienen un diámetro de 10 cms; pero entre la cachucha y el nipple debe existir un espacio con líquido por lo que el diámetro del conducto debe ser menor que el de la cachucha.- Los nipples que se usan para las cachuchas mencionadas son de 5 a 6 cms. de diámetro.-

Para nuestro caso, como puede verse en los dibujos respectivos, usaremos tubos de 6 cms. y cachuchas de 11.4 cms.-

Así pues, el número de ellos que deberán cubrir la superficie de 1.045 mts., será:

En fin, los barriles pueden verse con toda amplitud en la (Fig.6).-

La repartición de las conducbes en los platos debe ser de tal manera que las zonas que hemos mencionado sean unifor mes.- Cuando la velocidad de los gases, a la salida de las conducbes es de 1.5 mts./seg., las zonas alcanzan una altura de 12 cms.; cuando la velocidad es de 3 mts./seg., las zonas alcanzan una altura total de 45 cms.; a una velocidad de 4.5 mts./seg., la altura alcanzada es de 105 cms.-

El aspersiatde los conductos de los vapores en los platos varía de 11% a 12.5% de la superficie de la sección de la torre; esto permite elevar la velocidad de los vapores el valor de las conducbes a 4.5 y veces el valor de la velocidad del espacio libre.-

El líquido escurre del plato superior al inferior por un tubo que tiene una rejilla en su extremo de descarga; evitando así el paso de los vapores por ese tubo y originando un desnivel del líquido condenado que da la diferencia de presiones necesaria para hacer escurrir los vapores al plato siguiente.-

De acuerdo con lo dicho, la superficie de entrada de los vapores a las conducbes, tomando el 12% de la sección, estará dada por la relación:-

$$\frac{\pi D^2}{4} \times 0.12 ; D = 5.35 \text{ mts. (valor máximo)}.-$$

$$\therefore S = \frac{3.14 \times 5.35^2 \times 0.12}{4} = 1.045 \text{ mts}^2$$

Los ensayos que tienen mayor tendimiento son las más pequeñas, esto se demuestra experimentalmente y equivale con el criterio de que a mayor división de los vapores se obtiene mayor tendimiento.- Las conducbes más pequeñas que se construyen tienen un diámetro de 10 cms; pero entre la conducbe y el nipple debe existir un espacio con líquido por lo que el diámetro del conducto debe ser menor que el de la conducbe.- Los nipples que se usan para las conducbes mencionadas son de 5 a 6 cms. de diámetro.-

Para nuestro caso, como puede verse en los dibujos respectivos, usaremos tubos de 6 cms. y conducbes de 11.4 cms.-

Así pues, el número de ellos que deberán cubrir la superficie de 1.045 mts., será:

$$\frac{1.045}{3.14 \times 0.03^2} = \underline{370 \text{ nipples.-}}$$

$$\therefore \quad \underline{370 \text{ cachuchas.-}}$$

La casa constructora mencionada con anterioridad usa -- 305 cachuchas en la torre primaria y 75 en la rectificadora, total 380 cachuchas, que es número cercano al nuestro.-

Para calcular la cantidad de reflujo necesario supondremos:-

V_o = peso de los vapores en la zona de reflujo que pasan en la unidad de tiempo.-

V = peso de vapores no condensados, es decir, el que sale como producto final, en nuestro caso gasolina.

X_o y X = los títulos de estos vapores.-

L_R = peso del reflujo devuelto a la zona respectiva.-

X_R = título del reflujo.-

Suponemos que el reflujo permanece a la temperatura - - exacta de licuefacción de los vapores que él produce.-

Llamemos α a la relación entre el reflujo formado - y la cantidad de vapores V_o que viene de los platos inferiores:-

$$\alpha = \frac{L_R}{V_o} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots (1)$$

Establezcamos las condiciones de equilibrio entre los vapores totales y los productos que se obtienen:-

$$V_o = L_R + V \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (2)$$

$$V_o X_o = L_R X_R + V X \ldots\ldots\ldots\ldots (3)$$

Dividiendo (2) entre V_o:-

$$1 = \frac{L_R}{V_o} + \frac{V}{V_o} = \alpha + \frac{V}{V_o} \quad \therefore \quad \frac{V}{V_o} = 1 - \alpha \quad (4)$$

Despejando a X_o de la ecuación (3):-

$$X_o = \frac{L_R}{V_o} X_R + \frac{V}{V_o} X$$

$$\frac{1.046}{3.14 \times 0.05^2} = 270 \text{ ladrillos.-}$$

270 caños.-

La casa constructora manifestó antes de la construcción que 305 caños en la torre primaria y 75 en la rectificadora, total 380 caños, que es número correcto al muestro.-

Para calcular la cantidad de refluído necesario, procedemos:-

V_o = peso de los vapores en la zona de refluído, que pasan en la unidad de tiempo.-

V = peso de vapores condensados, es decir, el que = producto producto final en nuestro caso.-

X_o y X = los títulos de estos vapores.-

L_R = peso del refluído devuelto a la zona respectiva.-

X_R = título del refluído.-

Supongamos que el refluído permanece a la temperatura exacta de ebullición de los vapores que le preceden.-

Llamemos α a la relación entre el refluído formado y la cantidad de vapores V_o que vienen de los platos inferiores:-

$$\alpha = \frac{L_R}{V_o} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots (1)$$

Establecemos las condiciones de equilibrio entre los vapores totales y los productos que se obtienen:-

$$V_o = L_R + V \quad \ldots\ldots\ldots\ldots (2)$$

$$V_o X_o = L_R X_R + V X \quad \ldots\ldots\ldots (3)$$

Dividiendo (3) entre V_o:-

$$X = \frac{L_R}{V_o} X_R + \frac{V}{V_o} X \quad \ldots\ldots\ldots (4)$$

$$1 = \frac{L_R}{V_o} + \frac{V}{V_o} = \alpha + \frac{V}{V_o} \quad \therefore \quad \frac{V}{V_o} = 1 - \alpha$$

Despejando X_o de la ecuación (3):-

$$X_o = \frac{L_R}{V_o} X_R + \frac{V}{V_o} X$$

Sustituyendo: $X_o = \alpha X_R + X(1-\alpha)$

Despejando a :

$$\alpha = \frac{X - X_o}{X - X_R}$$

Obtenemos así el valor de la relación del reflujo a -- los vapores en función de la composición de mezcla y vapo-- res.-

Ahora bien, en nuestro caso, los vapores en la zona -- del reflujo tienen una riqueza, según análisis, de 85% de - gasolinas de 0.7265 de densidad, que es la deseada; la gasolina obtenida, según el análisi Nº 1 de la destilación técnica, podemos suponerla de una riqueza de 99%, ya que el residuo son componentes pesados; el reflujo contiene, también según análisis, 76% de las gasolinas mencionadas, cuando su densidad es de 0.7682 a 60°/60° F.-

$X = 0.99$
$X_o = 0.85$
$X_R = 0.76$

$$\therefore \alpha = \frac{0.99 - 0.85}{0.99 - 0.76} = 0.6086$$

Calcularemos ahora la cantidad de vapores que penetran a la zona del reflujo, por cada kilogramo de gasolina producida:-

De la ecuación (4):- $V_o = \dfrac{V}{1-\alpha}$

$V = 1$; $\alpha = 0.6086$ $\therefore$ $V_o = 2.554$ kgrs.-

Sustituyendo en la ecuación (1) obtenemos la cantidad de reflujos necesaria para cada kilogramo de gasolina producida:-

$L_R = \alpha V_o = 0.6086 \times 2.554 = 1.554$ Kgrs.-

La gasolina obtenida es 13800 lts.= 10025.7 kgrs./hora.

Luego la cantidad de reflujo necesaria por hora será:-

10025.7 x 1.554 = 15579.9 kgrs.-

En volumen =20280 lts.- Sobre el crudo:- 13.61% en vol.

Por último, la pérdida de presión entre dos platos de - una columna depende de la altura del líquido sobre el plato, de la velocidad de los vapores a través de los conductos de las cachuchas y de la fricción de los vapores en los mismos conductos.- La pérdida por velocidad se puede dar en altura-

del líquido, calculable por medio de la ecuación teórica: -

$$v^2 \; gh \;\; \therefore \;\; h = \frac{v^2}{2g}$$

Pero más correctamente con la ecuación:

$$h = \frac{v^2}{2gC^2}$$

En la cual C representa un coeficiente que varía de - - 0.4 a 0.54; un valor medio es 0.45.-

Para calcular el area o el diámetro de los tubos de escurrimiento empleamos la fórmula:-

$$\text{Gasto} = G = 0.61\, A \sqrt{2gh}$$

A = Area ; 0.61 = coeficiente de contracción de la vena fluida.-

h = presión en forma de altura líquida,-

La siguiente fórmula es muy usada en el cálculo del - - área A del tubo de escurrimiento:-

$$A = \frac{G}{101.5 \sqrt{h}}$$

Para el cálculo del gasto de la represa se emplea la -- fórmula de Francis:- $G = 65\, L\, h^{3}/2$.-

G = gasto en litros por hora ; L = longitud de la represa en cms.-

h = altura en centímetros de la columna líquida que representa la diferencia de presión.-

Para completar este asunto daremos un resumen aproximado de las condiciones que debe llenar una columna.-

La superficie de contacto entre los vapores y el líquido debe ser muy grande.-

El burbujeo no será muy violento.- Esto fija el gasto - en la torre y por consiguiente la sección.-

El espesor de la capa líquida en cada plato será débil, con el fin de evitar la formación de presiones o resisten--- cias exageradas.-

La distancia de separación de los platos debe ser de -- tal manera que no origine torres muy altas, ni contaminaciones de los líquidos de platos vecinos.-

del líquido, calculable por medio de la ecuación teórica: -

$$2g\,h = \frac{v_2}{2g}$$

Pero más correctamente con la ecuación:

$$h = \frac{v_2}{2gC^2}$$

En la cual C representa un coeficiente que varía de - - 0.4 a 0.54; un valor medio es 0.45.-

Para calcular el área o el diámetro de los tubos de escurrimiento empleamos la fórmula:-

$$G = 0.6\,A\,\sqrt{2gh}$$

A = Area ; 0.61 = coeficiente de contracción de la vena fluida.-

h = presión en forma de altura líquida.-

La siguiente fórmula es muy usada en el cálculo del - - área A del tubo de escurrimiento:-

$$A = \frac{G}{10.5\,\sqrt{h}}$$

Para el cálculo del gasto de la tubería se emplea la fórmula de Francis:- $G = 66\,L\,h^{3}/2$.-

G = gasto en litros por hora , L = longitud de la tubería.-

h = altura en centímetros de la columna líquida que representa la diferencia de presión.-

Para completar este sumario daremos un resumen aproximado de las condiciones que debe llenar una columna.-

La superficie de contacto entre los vapores y el líquido debe ser muy grande.-

El burbujeo no será muy violento.- Esto fija el gasto de la torre y por consiguiente la escala.-

El espesor de la capa líquida en cada plato será débil, con el fin de evitar la formación de presiones o pérdidas exageradas.-

La distancia de separación de los platos debe ser de tal manera que no origine torres muy altas, ni contaminación de los líquidos de platos vecinos.-

Deberán construirse de fácil inspección y limpieza.-

Condensadores.- Gasolina:- Nuestro problema consiste en condensar 10025.7 kgrs. de gasolina y 5961.4 kgrs./hora de vapor de agua y después enfriar la mezcla hasta 20°C.-

Los vapores salen de la torre a 135°C. pero llegan a los condensadores a 130°C.-

Densidad de la gasolina = 0.7265.- El calor latente de condensación para el aceite estará dado por :- Si para un peso específico de 0.698 se tiene un calor latente de 74.95 y para 0.743 uno de 68.20, para 0.7265 = 70.72.-

El calor específico de la gasolina lo tomaremos = 0.6.-

El calor específico del vapor de agua = 0.47.

El calor latente de condensación del vapor de agua..... = 538

Con estos datos calcularemos la superficie necesaria para la condensación.-

Aplicamos la fórmula:- $Q = K A_m S$. $\therefore S = \frac{Q}{K \Delta_m}$

Cálculo de Q:-

Para condensar 10025.7 kgrs. de gasolina:- 10025.7x70.72= = 709017.5 kilo-cal.-

Para enfriarlos de 130°C - 20°C : 10025.7 x 0.6(130-20)= = 661696.2 kilo-cal.-

Para enfriar a 100°C el vapor de agua:- 5961.4x0.47 (130-100) = 84055.7 kilo-cal.-

Para condensar el vapor:- 5961.4 x 538 = 3207233.2 K/-cal.-

Para enfriar el agua hasta 20°C:- 5961.4x1(100-20) = 476912.0 kilo-cal.

$\therefore$ Q = 5138914.6 kilo-cal.-

Con este dato podemos calcular el consumo de agua por hora.- Supongamos que el agua entra al condensador a la temperatura de 18°C. y termina con una temperatura de 50°C.- Cada kilogramo de agua absorberá:- 50 - 18 =32 kilo-calorías.-

$\therefore$ gasto de agua por hora $= G = \frac{5138915}{32} = 160591$ lts.-

160591 x 0.264 = 42396 galones.-

Cálculo de Δ_m.:-

Deberán construirse de fácil inspección y limpieza.-

Condensadores.- Gasolina:- Nuestro problema consiste en condensar 10025.7 kgrs. de gasolina y 5961.4 kgrs./hora de vapor de agua y después enfriar la mezcla hasta 20°C.-

Los vapores salen de la torre a 135°C. pero llegan a los condensadores a 130°C.-

Densidad de la gasolina = 0.7265.- El calor latente de condensación para el acerte estará dado por :- Si para un tipo de específico de 0.6838 se tiene un calor latente de 74.85 y para 0.7465 una de 68.20; para 0.7265 = 70.72.-

El calor específico de la gasolina lo tomaremos = 0.4.-

El calor específico del vapor de agua = 0.47.

El calor latente de condensación del vapor de agua..... = 538.-

Con estos datos calcularemos la superficie necesaria para la condensación.-

Aplicamos la fórmula:- $Q = K A \Delta_m$. $\therefore S = \frac{Q}{K \Delta_m}$

Cálculo de Q:-

Para condensar 10025.7 kgrs. de gasolina:- 10025.7x70.72= = 709017.8 kilo-cal.-

Para enfriarlos de 130°C. a 20°C : 10025.7 x 0.4(130-20)= = 441826.2 kilo-cal.-

Para enfriar de 130°C al vapor de agua:- 5961.4x0.47 (130-100) = 84025.7 kilo-cal.-

Para condensar el vapor:- 5961.4 x 538 = 3207235.2 kilo-cal.-

Para enfriar el agua hasta 20°C:- 5961.4x1(100-20) = = 476912.0 kilo-cal.

$\therefore Q =$ 4538914.6 kilo-cal.-

Con este dato podemos calcular el consumo de agua por hora.- Suponemos que el agua entra al condensador a la temperatura de 18°C. y termina con una temperatura de 50°C.- Desarrollo de agua absorbe:- 50 - 18 =32 kilo-calorías.-

$\therefore$ gasto de agua por hora $= \frac{4538914.6}{32} = 142091$ lts.-

142091 x 0.264 = 42396 galones.-

Cálculo de Δ_m :-

Temperatura de entrada de los vapores:- 130°C.
" " salida del líquido condensado:- 20°C.
" " entrada del agua:- 18°C.
" " salida del agua:- 50°C.

Si aplicamos la fórmula:- $\Delta_m = \dfrac{\Delta_e \quad \Delta_i}{2.3 \log. \dfrac{\Delta_e}{\Delta_i}}$

$\Delta_e = 130 - 50 = 80$; $\Delta_i = 20 - 18 = 2.-$

$$\therefore \Delta_m = \frac{78}{2.3 \times 1.602} = \underline{\underline{21.16}}$$

Cálculo de K:- La ecuación que expresa a K es:- $K = k\sqrt{v}$

v = velocidad en mts./seg.-

k = número de calorías transmitidas por metro cuadrado en la unidad de tiempo, para una diferencia de temperatura de un grado centígrado.- Este valor depende de los líquidos que cambian calor.- En el caso de condensación de vapores de aceite con agua el valor varía de 200 a 300; tomaremos para nuestro caso el valor medio de 250.-

Para determinar la velocidad de los vapores a la entrada del condensador supondremos una sección igual a la del tubo que los conduce desde la torre, en nuestro caso 40 cms. (16").-

La cantidad de vapores que salen de la torre a la temperatura de 135°C. es :- 7951323.4 lts.-

Pero los vapores no conservan su temperatura sino que llegan al condensador a 130°C.- El nuevo volumen por el enfriamiento es:-

$$V' = \frac{VT'}{T} ; \qquad V = 7951323.4$$
$$T' = 273 + 130 = 403$$
$$T = 135 + 273 = 408$$

$$\therefore V' = 7951323.4 \times \frac{403}{408} = 7855907.5 \text{ lts.} = 7855.91 \text{ mts.}^3$$

La velocidad en metros/seg. será:- $v = \dfrac{7855.91}{3600 \; \pi r^2}$

r = 0.20 (Tubo de 40 cms. de diámetro).-

Temperatura de entrada de los vapores:- 130°C.
" " salida del líquido condensado:- 80°C.
" " entrada del agua:- 18°C.
" " salida del agua:- 50°C.

Si aplicamos la fórmula:- $\Delta_m = \dfrac{\Delta_e - \Delta_s}{2{,}3 \log \dfrac{\Delta_e}{\Delta_s}}$

$\Delta_e = 130 - 50 = 80$; $\Delta_s = 80 - 18 = 62$.-

$\therefore \Delta_m = \dfrac{18}{2{,}3 \times 1{,}602} = \underline{\underline{21{,}16}}$

Cálculo de K:- La ecuación que expresa a K es:- $K = k\sqrt{v}$

v = velocidad en mts./seg.-

k = número de calórias transmitidas por metro cuadrado en la unidad de tiempo, para una diferencia de temperatura de un grado centígrado.- Este valor depende de los líquidos que cambian calor.- En el caso de condensación de vapores de agua con agua el valor varía de 200 a 300; tomaremos para nuestro caso el valor medio de 250.-

Para determinar la velocidad de los vapores a la entrada del condensador supondremos una sección igual a la del tubo que los conduce desde la torre; en nuestro caso 40 cms. (40").-

La cantidad de vapores que salen de la torre a la temperatura de 135°C. es:- 795132,4 lts.-

Pero los vapores no conservan su temperatura sino que llegan al condensador a 130°C.- El nuevo volumen por el enfriamiento es:-

$V' = \dfrac{VT'}{T}$; $V = 795132{,}4$

$T' = 273 + 130 = 403$

$T = 135 + 273 = 408$

$\therefore V' = 795132{,}4 \times \dfrac{403}{408} = 785507{,}5$ lts. $= 785{,}91$ mts.^{3}

La velocidad en metros/seg. será:- $v = \dfrac{785{,}91}{3600 \cdot \pi r^2}$

r = 0,20 (Tubo de 40 cms. de diámetro).-

$$\therefore v = \frac{7855.91}{3600 \times 3.14 \times 0.20^2} = 17.32 \text{ mts./seg.-}$$

Haremos una aclaración necesaria.- Si usamos tubo de 20 cms. (8") para construir el condensador veremos qué número de esos tubos necesitamos conectar en paralelo, puesto que las superficies de los tubos varían inversamente al diámetro:-

$$\text{Si} \quad \begin{matrix} R = 0.20 \\ r = 0.10 \end{matrix} \quad \frac{\pi R^2}{\pi r^2} = \frac{3.14 \times 0.20 \times 0.20}{3.14 \times 0.10 \times 0.10} = 4.-$$

Cuatro es el número de tubos de 20 cms. de diámetro que necesitamos conectar en paralelo para igualar la superficie del tubo de 40 cms.-

En el desarrollo que hemos hecho se ha supuesto que la velocidad es la misma a través de todo el serpentín, lo cual no es cierto; porque los vapores van disminuyendo de volumen y pasando al estado líquido.- Por consiguiente es más lógico suponer una velocidad media, de las velocidades de los vapores que entran y del líquido que sale, para el cálculo de la superficie.-

El líquido que debe condensarse es por hora:-

Gasolina	=	138000 lts.-
Vapor de agua 5961.4 k/vapor	=	5961.4 lts.de agua.-
T o t a l ...		19761.4 lts.-

19.76 mts.^{3} / hora.-

La velocidad de salida del líquido será:-

$$v = \frac{19.76}{3600 \times 3.14 \times 0.20^4} = 0.04 \text{ mts./seg.-}$$

$$\text{Velocidad media} = \frac{17.32 + 0.04}{2} = 8.68 \text{ mts./seg.-}$$

Con los datos de que disponemos podemos calcular a K:

$$\underline{K} = 250 \times \sqrt{8.68} = \underline{736.5}$$

Por consiguiente la superficie necesaria para el con-

$$v = \frac{7855.91}{3600 \times 3.14 \times 0.20^2} = 17.32 \text{ mts.\/seg.-}$$

Hacemos una aclaración necesaria.- Si usamos tubo de 20 cms. (8") para construir el condensador veremos que número de esos tubos necesitamos conectar en paralelo, puesto que las superficies de los tubos serían inversamente al diámetro:-

$$\frac{S_1}{S_2} = \frac{\pi R_1^2}{\pi r_2^2} = \frac{3.14 \times 0.20 \times 0.20}{3.14 \times 0.10 \times 0.10} = 4$$

Cuatro es el número de tubos de 20 cms. de diámetro que necesitamos conectar en paralelo para igualar la superficie del tubo de 40 cms.-

En el desarrollo que hemos hecho se ha supuesto que la velocidad es la misma a través de todo el serpentín, lo cual no es cierto, porque los vapores van disminuyendo de volumen y pasando al estado líquido.- Por consiguiente se hace lógico suponer una velocidad media, de las velocidades de los vapores que entran y del líquido que sale, para el cálculo de la superficie.-

El líquido que debe condensarse es por hora:-

Gasolina = 188000 lts.-

Vapor de agua

5681.4 K\vapor = 5681.4 lts.de agua.-

T o t a l ...193761.4 lts.-

= 193.76 mts.^{3} \ hora.-

La velocidad de salida del líquido será:-

$$v = \frac{193.76}{3600 \times 3.14 \times 0.20^2} = 0.04 \text{ mts.\/seg.-}$$

$$\text{Velocidad media} = \frac{17.32 + 0.04}{2} = 8.68 \text{ mts.\/seg.-}$$

Con los datos de que disponemos podemos calcular a K:

$$K = 250 \times \sqrt{8.68} = 736.5$$

Por consiguiente la superficie necesaria para el con-

densador, tomando el valor medio de la velocidad, es :-

$Q = 5138914.6$ kilo-cal; $\Delta_m = 21.16$; $K = 736.5$

$$\therefore S = \frac{5138914.6}{21.16 \times 736.5} = 329.75 \text{ mts}^2$$

Número de metros de tubo de 20 cms. de diámetro para cubrir esta superficie:-

$$\frac{S}{2\pi r} = \frac{329.75}{2 \times 3.14 \times 0.10} = \underline{525.07} \text{ mts.-}$$

Como se van a construir cuatro serpentines, cada uno de ellos tendrá una longitud de:-

131.27 mts. = <u>430.67 pies</u>.-

Si cada tubo mide 20 pies de longitud, necesitamos para formar cada serpentín:-

$$\frac{430.67}{20} = 21.53$$

Es decir, <u>22 tubos de 8" x 20'</u>.-

Como este número es molesto para construir hagamos dos serpentines de cada uno de los calculados y entonces necesitaremos:- <u>8 serpentines de 11 tubos c/u., de 8" x 20'</u>

En la (Fig.7) hemos dibujado este condensador, con sus detalles de construcción.-

<u>Kerosena</u>.- Condensar 13340.9 kgrs. de kerosena por hora y después enfriar hasta 20°C.-

Los vapores tienen en el primer plato del gasoil una temperatura de 290°C., según hemos dicho ya, y salen de la torre con una de 135°C.- La diferencia de ambos es igual a 155°C.-

Estos gases se enfrían progresivamente, a lo largo de 13 secciones iguales aproximadamente, correspondientes a cada uno de los platos.- El cambio de temperatura por plato será:-

$$\frac{155}{13} = 12°C.-$$ Así tenemos:-

Temperatura del primer plato de gasoil = 290°C.-
" " segundo " " " = 278°C.-

desador, tomando el valor medio de la velocidad, es :-

$$Q = 513291.6 \text{ kilo-cal}; \quad \Delta_m = 21.18 \; ; \quad K = 736.5$$

$$\therefore S = \frac{513291.6}{21.18 \times 736.5} = 329.75 \text{ mts}^2$$

Número de metros de tubo de 20 cms. de diámetro para cubrir esta superficie:-

$$\frac{S}{2\pi r} = \frac{329.75}{2 \times 3.1420 \times .10} = \underline{526.07 \text{ mts.}}-$$

Como se van a construir cuatro serpentines, cada uno de ellos tendrá una longitud de:-

$$131.27 \text{ mts.} = \underline{430.67 \text{ pies}}.-$$

Si cada tubo mide 40 pies de longitud, necesitamos para formar cada serpentín:-

$$\frac{430.67}{20} = 21.53$$

Es decir, 22 tubos de 8" x 20'.-

Como este número es molesto para construir hagamos los serpentines de cada uno de los calculados y entonces necesitaremos:- 8 serpentines de 11 tubos c/u., de 8" x 20'

En la (Fig. 7) hemos dibujado este condensador, con sus detalles de conexiones.-

Kerosene.- Condensar 13240.9 kgrs. de kerosene por hora y desgasificar hasta 20°C.-

Los vapores tienen en el primer plato del gasoil una temperatura de 290°C., según hemos dicho ya, y salen de la torre con una de 155°C.- La diferencia de ambos es igual a 155°C.-

Estos gases se enfrían progresivamente, a lo largo de 13 secciones iguales aproximadamente, correspondientes a cada uno de los platos.- El cambio de temperatura por plato será:-

$$\frac{155}{13} = 12°C.- \text{ Así tenemos:-}$$

Temperatura del primer plato de gasoil = 290°C.-
" " segundo " " " = 278°C.-

Temperatura	del	tercer	plato	de	gasoil	=	266°C.-
"	"	cuarto	"	"	"	=	254°C.-
"	"	quinto	"	"	"	=	242°C.-
"	"	primer	"	"	kerosina	=	230°C.-
"	"	segundo	"	"	"	=	218°C.-
"	"	tercer	"	"	"	=	206°C.-
"	"	cuarto	"	"	"	=	194°C.-
"	"	primer	"	"	reflujo	=	182°C.-
"	"	segundo	"	"	"	=	170°C.-
"	"	tercer	"	"	"	=	147°C.-
"	de	salida	de	la	torre	=	135°C.-

Por lo tanto, temperatura media de los destilados de gasoil = 266°C.-

Temperatura media de los destilados de kerosina=212°C.

Pero estos últimos destilados llegarán al condensador a 205°C.-

Densidad de la kerosina = 0.795.-

El calor latente de condensación estará dado por:- Si para un peso específico de 0.761, calor latente = 66.6 y para 0.797 en peso específico, 53.6 de calor latente; para 0.795 tendremos un calor latente de 52.88.-

El calor específico de la kerosena = 0.58

Para Q tendremos el valor siguiente:-

Para condensar 13340.9 K.:- 13340.9x52.88= 705466.8 K./cal.
" enfriarlos de 205°C-20°C:- 13340.9 x x0.58(205-20)..... =1431478.6 " "

Q..... = 2136945.4 K./cal.

Si el agua entra a 18°C. y sale a 55°C.:-

Por litro de agua:- 55 - 18 = 37 kilocalorías.-

Gasto de agua por hora:-

$$\frac{2136945.4}{37} = 57755 \text{ lts.-}$$

57755 x 0.264 = 15247 galones.-

Para Δ_m tenemos:-

Temperatura de entrada de los vapores:- 205°C.
" " salida del líquido condensado: 20°C.-

Temperatura del	tercer	plato de	gasoil	=	266°C.-
"	cuarto	"	"	=	264°C.-
"	quinto	"	"	=	242°C.-
"	primer	"	kerosina	=	230°C.-
"	segundo	"	"	=	218°C.-
"	tercer	"	"	=	206°C.-
"	cuarto	"	"	=	194°C.-
"	primer	"	reflujo	=	182°C.-
"	segundo	"	"	=	170°C.-
"	tercer	"	"	=	147°C.-
"	de salida de la torre			=	135°C.-

Por lo tanto, temperatura media de los destilados de gasoil = 266°C.-

Temperatura media de los destilados de kerosina=212°C.

Pero estos últimos destilados llegarán al condensador a 205°C.-

Densidad de la kerosina = 0.795.-

El calor latente de condensación estará dado por:- Si era un peso específico de 0.761, calor latente = 66.6 y para 0.797 en peso específico, 53.6 de calor latente; para 0.795 tendremos un calor latente de 53.88.-

El calor específico de la kerosena = 0.58

Para Q tendremos el valor siguiente:-

Para condensar 13340.9 K.:- 13340.9x53.88= 718466.8 K.\cal.

enfriarlos de 205°C-30°C:- 13340.9 x

x.58(205-30).....=141314.6 " "

Q.....= 213694.4 K.\cal.

Si el agua entra a 18°C. y sale a 55°C.:-

Por litro de agua:- 55 - 18 = 37 kilocalorías.-

Gasto de agua por hora:-

$$\frac{213694.4}{37} = 5775.5 \text{ lts.-}$$

5775.5 x 0.264 = 1524.7 galones.-

Para Δ tenemos:-

Temperatura de entrada de los vapores:- 205°C.

" " salida del líquido condensado: 30°C.-

Temperatura de entrada del agua:- 18°C.-
" " salida " " :- 55°C.-

$\Delta_e = 205-55 = 150°C$; $\Delta_i = 20-18 = 2°C.-$

$$\therefore \Delta_m = \frac{148}{2.3x1.8751} = \underline{34.33}$$

Para K tenemos:-
k = 250, según dijimos.-

Si tomamos a la entrada del condensador una línea de - 20 cms. (8") y si la cantidad de vapores que salen de la torre a la temperatura de 212°C. son: 1761399 lts.; el nuevo volumen a 205°C. es:-

$V = 1761399$; $T = 273+212 = 485.-$ $T' = 273+205 = 478.-$

$$\therefore V' = 1761399 \times \frac{478}{485} = 1736034 \text{ lts.-}$$

La velocidad en metros/seg. es:-

$$V = \frac{1736.04}{3600x3.14x0.10^2} = 15.36 \text{ mts./seg.-}$$

Si usamos tubos de 10 cms. (4") para construir los serpentines, necesitamos conectar en paralelo 4 de esos tubos, por lo que tenemos dicho.-

La velocidad de salida del líquido será:-
Líquido que debe condensarse por hora = 16781 lts.-

$$v = \frac{16.781}{113.04} = 0.15 \text{ mts./seg.-}$$

$$\text{Velocidad media} = \frac{15.36+0.15}{2} = 7.755 \text{ mts.-}$$

$$\therefore \underline{K = 250 \times \sqrt{7.755} = 696.-}$$

Por consiguiente la superficie necesaria para la condensación, tomando el valor medio de la velocidad será:-

$Q = 2136945.4$ kilo.cal.; $\Delta_m = 34.33$; $K = 696.-$

$$S = \frac{2136945.4}{34.33x696} = \underline{89.43 \text{ mts.}^2}$$

Número de metros de tubo de 10 cms. necesarios para-

Temperatura de entrada del agua:- 18°C.-
" " salida " " :- 55°C.-

$\Delta_e = 205-55 = 150°C$; $\Delta_f = 20-18 = 2°C$.-

$\therefore \Delta_m = \frac{148}{2.3x1.8751} = \underline{34.33}$

Para K tenemos:-
K = 250, según dijimos.-

Si tomamos a la entrada del condensador una línea de - 20 cms. (8") y si la cantidad de vapores que salen de la torre a la temperatura de 212°C. son: 176139 lts.; el nuevo- volumen a 205°C. es:-

$V = 176139$; $T = 273+212 = 485$.- $T' = 273+205 = 478$.-

$\therefore V' = 176139 \times \frac{478}{485} = 173603$ lts.-

La velocidad en metros/seg. es:-

$V = \frac{173603}{3600x3.14x0.10^2} = 15.36$ mts./seg.-

Si usamos tubos de 10 cms. (4") para construir los ser- pentines, necesitamos conectar en paralelo 4 de esos tubos, por lo que tenemos dicho.-

La velocidad de salida del líquido será:-
Líquido que debe condensarse por hora = 16781 lts.-

$v = \frac{16.781}{113.04} = 0.15$ mts./seg.-

Velocidad media $= \frac{15.36+0.15}{2} = 7.755$ mts.-

$\therefore \underline{K = 250 \times \sqrt{7.755} = 696}$.-

Por consiguiente la superficie necesaria para la con- densación, tomando el valor medio de la velocidad será:-

$Q = 213695.4$ kilo.cal.; $\Delta_m = 34.33$; $K = 696$.-

$S = \frac{213695.4}{34.33x696} = \underline{89.43 \text{ mts}^2}$

Número de metros de tubo de 10 cms. necesarios para-

cubrir esta superficie:- $\frac{89.43}{2x3.14x0.05}$ = 284.9 mts.-

Como se construirán cuatro serpentines:-

Por serpentín:- $\frac{284.9}{4}$ = 71.22 mts.-

71.22 mts. = 233.66 pies.

En tubos de 20 pies de longitud:-

$\frac{233.66}{20}$ = 11.68, es decir, 12 tubos por cada serpentín.-

Gas - Oil.- Condensar 10766 kgrs. de gasoil/hora y enfriarlos hasta 20°C.-

Los vapores salen de la torre a 266°C. y llegan al condensador a 260°C.-

Densidad del gasoil = 0.841.-

Calor latente de condensación = 48.1; porque 0.797 = = 53.6 y para 0.813 = 51.6.-

Calor específico lo tomaremos = 0.54.-

Valor de Q = 10766.5 x 48.1 = 517868.65 kilo-cal.-

10766.5 x 0.54 (260°-20°) = 1395338.40.-

Q = 1913207.05

Si el agua entra a 18°C. y sale a 60°C.-

Gasto por hora = $\frac{1913207}{42}$ = 45552.6 lts.-

45552 x 0.264 = 12025.9 galones.-

Para Δ_m :-

Δ_e = 260 - 60 = 200 ; Δ_i = 20 - 18 = 2.-

$\therefore \Delta_m = \frac{188}{2.3x2} = 40.87$

Velocidad media para calcular a K:-

Usando línea de 20 cms. (8") a la entrada.-

Cantidad de vapores que salen a 266°C. = 1080741.3 lts.-

A la temperatura de 260°C el volumen es:-

V=1080741.3 ;T=273+266= 539 ; T'=273 + 260 = 533.-

cubrir esta superficie:- $\frac{89.42}{3x3.1416x0.05} = 226.9$ mts.-

Como se construirán cuatro serpentines:-

Por serpentín:- $\frac{226.9}{4} = 71.22$ mts.-

71.22 mts. = 233.66 pies.

En tubos de 20 pies de longitud:-

$\frac{233.66}{20} = 11.68$, es decir, 12 tubos por cada serpentín.-

Gas - Oil.- Condensar 10766 kgrs. de gasoil/hora y enfriarlo hasta 30°C.-

Los vapores salen de la torre a 266°C. y llegan al condensador a 260°C.-

Densidad del gasoil = 0.841.-

Calor latente de condensación = 48.1; pues 0.797 = = 53.6 y para 0.813 = 51.6.-

Calor específico lo tomaremos = 0.54.-

Valor de Q = 10766.5 x 48.1 = 517966.65 kilo-cal.-

10766.5 x 0.54 (260°-30°) = 1338338.40.-

Q = 1912307.05.

Si el agua entra a 18°C. y sale a 60°C.-

Gasto por hora = $\frac{1912307}{42} = 45502.6$ lts.-

45502 x 0.264 = 12028.8 galones.-

Para Δ_m :-

θ = 260 - 60 = 200 ; Δ_1 = 30 - 18 = 12.-

$\therefore \Delta_m = \frac{188}{2.3x\log\frac{200}{12}} = 40.87$

Velocidad media para calcular a K:-

Usando líneas de 30 mm. (8") a la entrada.-

Cantidad de vapores que salen a 266°C. = 10807kl.3 lts.-

A la temperatura de 260°C el volumen es:-

V=10807kl.3 ;T=273+266= 539 ; T'=273+ 260= 533.-

$$\therefore V' = 1080741.3 \times \frac{533}{539} = 1068745 \text{ lts.-}$$

Velocidad en metros por segundo:-

$$\frac{1068.75}{113.04} = 9.45 \text{ mts/seg.-}$$

Para la velocidad de salida del líquido tenemos:-

Líquido que debe condensarse 12802 lts.-

$$V = \frac{12.802}{113.04} = 0.11 \text{ mts./seg.-}$$

$$\text{Valocidad media} = \frac{9.45 + 0.11}{2} = 4.78 \text{ mts./seg.-}$$

$$\therefore \underline{K = 250 \times \sqrt{4.78} = 546.5}$$

Superficie necesaria:- $Q = 1913207$; $\Delta_m = 40.87$; $K = 546.5$.-

$$\therefore \underline{S} = \frac{1913207}{40.87 \times 546.5} = 85.66 \text{ mts}^2$$

Número de metros de tubo de 10 cms. de diámetro que cubren esta superficie:-

$$\frac{85.65}{2 \times 3.14 \times 0.05} = 272.77 \text{ mts.-}$$

Como con este tubo deben construirse cuatro serpentines:-

$$\text{Serpentín:-} \frac{272.77}{4} = 68.2 \text{ mts.-}$$

68.2 mts. = 223.75 pies.-

Con tubo de veinte pies necesitamos:-

$$\frac{223.75}{20} = \underline{11.2 \text{ tubos de } 4'' \times 20' \text{ para cada serpentín.}}$$

Con lo anterior dejamos concluido el proyecto fijado; en la (Fig.8) encontramos un esquema general del funcionamiento y de datos aquí calculados.-

<u>Comprobación del agua proyectada:-</u>

$$\therefore V' = 1080741.5 \times \frac{532}{539} = 1068745 \text{ lts.-}$$

Velocidad en metros por segundo:-

$$\frac{1068.75}{113.04} = 9.45 \text{ mts/seg.-}$$

Para la velocidad de salida del líquido tenemos:-

Líquido que debe condensarse 12802 lts.-

$$V = \frac{12.802}{113.04} = 0.11 \text{ mts./seg.-}$$

$$\text{Velocidad media} = \frac{9.45 + 0.11}{2} = 4.78 \text{ mts./seg.-}$$

$$\therefore K = 250 \times \sqrt{4.78} = 546.5$$

Superficie necesaria:- $Q = 1012207$; $\Delta_m = 40.87$; $K = 546.5$.-

$$\therefore S = \frac{1012207}{40.87 \times 546.5} = 85.65 \text{ mts}^2$$

Número de metros de tubo de 10 cms. de diámetro que cubren esta superficie:-

$$\frac{85.65}{3 \times 1.40 \times 0.05} = 272.77 \text{ mts.-}$$

Como con este tubo debemos construirse cuatro serpentines:-

$$\text{Serpentín:-} \frac{272.77}{4} = 68.2 \text{ mts.-}$$

68.2 mts. = 223.75 pies.-

Con tubo de veinte pies necesitamos:-

$$\frac{223.75}{20} = 11.2 \text{ tubos de } 4'' \times 20' \text{ para cada serpentín.}$$

Con lo anterior dejamos concluido el proyecto fijado; en la (fig.8) encontramos un esquema general del funcionamiento y dimensiones aquí calculadas.-

Comprobación del agua proyectada:-

Agua necesaria para condensación de gasolina:-	42396	galones.
" " " " " kerosena:-	15247	"
" " " " " gasoil :-	12026	"
Gasto de agua por hora.....	69669	"
" " " en 24 horas.....	1672056	"
Agua proyectada para estos usos.....	5250000	"

La diferencia es amplia y suficiente para usos secundarios en refinación, lavados, contraincendios, refrigeración de tanques para destilados ligeros, etc. etc.-

Agua necesaria para condensación de gasolina:- 42398 galones.
" " " " " Kerosena:- 18247 "
" " " " " gasoil :- 12026 "

Gasto de agua por hora..... 69669 "

" " en 24 horas..... 1672056 "
Agua proyectada para estos usos..... 3350000 "

La diferencia es amplia y suficiente para usos secundarios en refinación, lavados, contraincendios, refrigeración de tanques para destilados ligeros, etc. etc.-

C O N T R O L.

Cálculo de la producción en una batería que consta de dos unidades, "A" y "B":- En esta parte ponemos un ejemplo de cómo se controla prácticamente una refinería, los datos no son de la nuestra pero sí de una muy semejante.-

Fecha del cálculo:- IV - 2 - 1934.-

Torre " A "

Hay dos bombas para crudo, la "a" y la "b".-

Número de revoluciones.-

5 a.m. del 2/IV/1934	601073	2657367.-
5 a.m. " 1/IV/1934	585193	2635879.-

Nº de revoluciones en 24 horas:- 15880 Bomba "a"
:- 21488 " "b"

Los factores de las bombas son:-
Para la "a" :- 0.262 Blls./revolución.-
" " "b" :- 0.381 " "

Número de barriles bombeados:-
Por la "a":- 15880 x 0.262 = 4159.56.-
" " "b":- 21488 x 0.381 = 8186.93.-

T o t a l 12346.49.-

La gasolina se recibe en el tanque # 1.-
Medidas del tanque:-

A las 5 a.m. 1/IV/1934, medido dió: Gasolina:-0.75 mts.
Agua :-0.04 mts.

Bombeó de las 11.15 a las 13.05 hs.:
Empezó con:- Gasolina:- 1.34 mts.- Agua:- 0.04 Mts.
Terminó con:- " :- 0.30 " " 0.04 "

Bombeó de las 23.55 a las 0.05 hs.:-
Empezó con:- Gasolina:- 1.23 mts.- Agua:- 0.05 mts.
Terminó: con:- " 1.18 " " 0.05 "

A las 5 a.m. 2/IV/1934, medido dió:-
Gasolina:- 1.66 mts.- Agua:- 0.05 "

Por lo tanto:-
De las 5 a.m. a las 11.15 hs. recibió:-
1.34 - 0.75 = 0.59 mts.-

C O N T R O L.

Cálculo de la producción en una batería que consta de dos unidades, "A" y "B":- En esta parte ponemos un ejemplo de cómo se controla prácticamente una refinería, los datos no son de la nuestra pero sí de una muy semejante.-

Fecha del cálculo:- IV - 3 - 1924.-

Torre " A "

Hay dos bombas para crudo, la "a" y la "b".-

Número de revoluciones.-

5 a.m. del 2/IV/1924 6010'3 2657367.-
5 a.m. " 3/IV/1924 6021'05 2635879.-

Nº de revoluciones en 24 horas:- 15880 Bomba "a"
" " " :- 21488 " "b"

Los factores de las bombas son:-
Para la "a" :- 0.282 Bls./revolución.-
" " "b" :- 0.381 " "

Número de barriles bombeados:-
Por la "a":- 15880 x 0.282 = 4159.56.-
" " "b":- 21488 x 0.381 = 8187.92.-

T o t a l 12346.49.-

La gasolina se recibe en el tanque # 1.-
Medida del tanque:-

A las 5 a.m. 1/IV/1924, medido dió: Gasolina:-0.75 mts.
Agua :-0.04 mts.
Bombeó de las 11.15 a las 15.05 hs.:
Empezó con:- Gasolina:- 1.34 mts.- Agua:- 0.04 Mts.
Terminó con:- " :- 0.30 " " - 0.04 "
Bombeó de las 23.55 a las 0.05 hs.:-
Empezó con:- Gasolina:- 1.23 mts.- Agua:- 0.05 mts.
Terminó con:- " 1.18 " " 0.05 "
A las 5 a.m. 2/IV/1924, medido dió:-
Gasolina:- 1.68 mts.- Agua:- 0.05 "
Por lo tanto:-
De las 5 a.m. a las 11.15 hs. recibió:-
1.34 - 0.75 = 0.59 mts.-

De la vuelta 0.59

De las 13.05 a las 23.55 hs. recibió:-

1.32 - 0.30 = = 1.02 mts.-

De las 0.05 a las 5.00 hs. recibió:-

1.66 - 1.18 = = 0.48 "

T o t a l ..... = 2.09 mts.-

Los 2.09 mts. fueron recibidos en 22 horas, por hora recibiría:-

209:22 :: X : 1 ; X = 9.5 cms.-

El tanque 1 fué bombeado durante dos horas luego fueron desalojados:-

9.5 x 2 = 18 cms.-

El número de centímetros recibidos durante 24 horas en este tanque fueron:- 209 + 19 = 228.-

El factor del tanque es igual a 5.63 bbls./cm.-

Barriles de gasolina recibidos en 24 hs.:228x5.63=1284.

Barriles de crudo tratados = 12346.49.-

∴ 12346.49 : 1284 :: 100 : X.-

X = 10.4% en volumen sobre el crudo de gasolina.-

La kerosena se recibe en los tanques # 2 y # 3.-

Tanque # 2:- Factor = 5.63 bbls./cm.-

Medidas:- A las 5.00 hs. 1/IV/1934:- Aceite:-0.36 mts.- Agua:- 0.10 mts.-

Bombeó de las 10.45 hs. a las 12.05 hs:-

Empezó con: Aceite 1.79 mts.- Agua:- 0.10 mts.-

Terminó con: " 0.32 " " :- 0.10 "

A las 5 hs.2/IV/1934:" 0.62 " " :- 0.10 "

Número de centímetros recibidos en 24 horas:-

179 - 36 = 143

62 - 32 = 30

Porque no recibe cuando bombea:-Total... = 173 cms.-

Tanque # 3:- Factor 5.63 bbls./cm.-

Medidas:- A las 5 hs.1/IV/1934 :- Aceite 0.46 mts.- Agua:- 0.14 mts.-

Bombeó de las 14.20 hs. a las 14.30 hs.:-

Empezó:- Aceite:- 1.53 mts. Agua:- 0.14 mts.-

Terminó.- " :- 1.37 " " :- 0.14 "

A las 5 hs.2/IV/1934:-

De las 13.05 a las 23.55 hs. resultó:- De la vuelta 0.59

1.32 - 0.30 = = 1.02 mts.-

De las 0.05 a las 5.00 hs. resultó:-

1.88 - 1.18 = = 0.48 "

T o t a l ..... = 2.09 mts.-

Los 2.09 mts. fueron resultados en 22 horas, por hora - resultará:-

209:22 :: X : 1 ; X = 9.5 cms.-

El tanque 1 fué bombeado durante dos horas luego fue-- ron desalojados:-

9.5 x 2 = 19 cms.-

El número de centímetros resultados durante 24 horas en este tanque fueron:- 209 + 19 = 228.-

El factor del tanque es igual a 5.65 bbls./cm.-

Barriles de gasolina resultados en 24 hs.:228x5.65=1284.

Barriles de crudo tratados = 1284x.49:-

∴ 1284x.49 ; 1284 :: 100 : X.-

X = 10.4% en volumen sobre el crudo de gasolina.-

La kerosena se resulta en los tanques # 2 y # 3.-

Tanque # 2:- Factor = 5.65 bbls./cm.-

Medidas:- A las 5.00 hs. 1/IV/1934:- Aceite:-0.36 mts.-

Agua:- 0.10 mts.-

Bombeó de las 10.45 hs. a las 12.05 hs:-

Empezó con: Aceite 1.79 mts.- Agua:- 0.10 mts.-

Terminó con: " 0.32 " " :- 0.10 "

A las 5 hs.2/IV/1934:" 0.82 " " :- 0.10 "

Número de centímetros resultados en 24 horas:-

179 - 36 = 143

82 - 32 = 50

Porque no resulta cuando bombea:-Total... = 193 cms.-

Tanque # 3:- Factor 5.65 bbls./cm.-

Medidas:- A las 5 hs.1/IV/1934 :- Aceite 0.46 mts.- Agua:- 0.14 mts.-

Bombeó de las 14.30 hs. a las 16.30 hs.:-

Empezó:- Aceite:- 1.55 mts. Agua:- 0.14 mts.-

Terminó:- " :- 1.37 " " :- 0.14 "

A las 5 hs.2/IV/1934:-

Aceite:- 1.37 mts.- Agua:- 0.14 mts.-

Total de centímetros recibidos porque no recibe cuando bombea:-

153 - 46 = 107 cms.-

El total de la kerosina de la Torre "A" será entonces:-

Tanque # 2 + Tanque # 3 = 173 + 107 = 280 cms.-

En barriles:- 280 x 5.63 = 1576.-

En % sobre el crudo:- 12346.49 : 1576 :: 100 X.-

X = 12.8% en volumen sobre el crudo de kerosina.-

El Gas-Oil se recibe en los tanques # 4 y # 5 y en estos tanques vierten indistintamente las dos torres.-

Tanque # 4 .- Factor 5.63 bbls./cm.-

Medidas:- A las 5 a.m. 1/IV/1934:- Aceite:- 0.84 mts. Agua:- 0.20 mts.-

Bombeó de las 11.15 hs. a las 14.00 horas:-

Empezó con: Aceite:- 1.82 mts.- Agua:- 0.20 mts.-

Terminó " : " 0.20 " " 0.20 "

A las 5 hs. 2/IV/1934: 0.61 " " 0.20 "

No recibe cuando bombea, número total cms. recibidos.-

182 - 84 = 98 .-
61 - 20 = 41 .- = 139 cms.-

En barriles:- 139 x 5.63 = 782.57 .-

Tanque # 5 .- Factor 5.63 bbls./cm.-

Medidas:- A las 5 hs. 1/IV/934:- Aceite:- 1.91 mts.- Agua:- 0.23 mts.-

Bombeó: de las 7.45 hs. a las 9.35 hs.:

Empezó con: Aceite:- 1.91 mts.- Agua: 0.23 mts.-

Terminó " " 1.75 " " 0.23 "

Bombeó de las 13.00 hs. a las 14.20 hs.:-

Empezó con:- Aceite:- 1.75 mts/- Agua:- 0.23 mts.-

Terminó " :- " 1.25 " " :- 0.23 "

Bombeó de las 17.20 hs. a las 19.00 hs.:-

Empezó con:- Aceite:- 1.46 mts.- Agua:- 0.23 mts.-

Terminó " :- " :- 0.94 " " :- 0.23 "

A las 5 horas 2/IV/934 :-

Aceite:- 1.67 " " :- 0.23 "

El número total de cms. recibidos en 24 horas será de:- (no recibe cuando bombea):-

146 - 125 = 21
167 - 94 = 73 = 94 cms.-

Aceite:- 1.37 mts.- Agua:- 0.14 mts.-

Total de centímetros recibidos porque no recibe cuando-bombea:-

153 - 46 = 107 cms.-

El total de la carcasa de la Torre "A" será entonces:-

Tanque # 2 + Tanque # 3 = 173 + 107 = 280 cms.-

En barriles:- 280 x 5.83 = 1576.-

En % sobre el crudo:- 1576 x 100 : 1234.49 X.-

X = 12.8% en volumen sobre el crudo de Kerosina.-

El Gas-Oil se recibe en los tanques # 4 y # 5 y en estos tanques vierten inicialmente las dos torres.-

Tanque # 4 .- Factor 5.83 bbls./cm.-

Medida:- A las 5 a.m. 1/IV/1934:- Aceite:- 0.84 mts.

Agua:- 0.20 mts.-

Bombeo de las 11.15 hs. a las 14.00 horas:-

Empezó con: Aceite:- 1.82 mts.- Agua:- 0.20 mts.-

Terminó " : " 0.20 " " 0.20 "

A las 5 a.m. 2/IV/1934 : 0.81 " " 0.20 "

No recibe cuando bombea, número total cms. recibidos.-

182 - 84 = 98 cms. = 139 cms.-

81 - 20 = 61 "

En barriles: 139 x 5.83 = 782.37 .-

Tanque # 5 .- Factor 5.83 bbls./cm.-

Medida:- A las 5 hs. 1/IV/1934:- Aceite:- 1.91 mts.-

Agua:- 0.25 mts.-

Bombeo: de las 7.45 hs. a las 9.30 hs.:

Empezó con: Aceite:- 1.91 mts.- Agua: 0.25 mts.-

Terminó " " 1.75 " " 0.25 "

Bombeo de las 13.00 hs. a las 14.30 hs.:-

Empezó con:- Aceite:- 1.75 mts.- Agua:- 0.25 mts.-

Terminó " :- " 1.25 " " :- 0.25 "

Bombeo de las 17.00 hs. a las 19.00 hs.:-

Empezó con:- Aceite:- 1.16 mts.- Agua:- 0.25 mts.-

Terminó " :- " :- 0.94 " " :- 0.25 "

A las 5 horas 2/IV/1934 :-

Aceite:- 1.67 " " :- 0.25 "

El número total de cms. recibidos en 24 horas será de:- (no recibe cuando bombea):-

146 - 120 = 26 = 94 cms.-

167 - 94 = 73 =

En bbls. 94 x 5.63 = 529.22 .-

Total en barriles de los dos tanques (4 y 5):-

782.37 + 529.22 = ~ 1312.-

Como dejamos dicho este número de barriles es producido por las dos torres "A" y "B".-

La torre "A" está trabajando para producir 28.7% de ligeros, tenemos hasta ahora:- 10.4 de gasolina + 12.8 de kerosina = 23.2% por lo tanto nos quedan 5.5% que corresponderán al gasoil.-

Se han tratado 12346.49 bbls. de crudo, el 5.5% de estos serán:- 679 bbls.-

Barriles de gasoil producidos por la torre "B" = 1312 - - 679 = 633 bbls.-

De una manera semejante se obtendría el cálculo del caso particular de la Torre "B".-

Resumiendo tendríamos el cuadro siguiente para la Torre- "A" :-

Rendimiento de los productos.-

Crudo bombeado:-			12346.49 bbls.-
Gasolina:-	1284 bbls.-	10.4% en vol./crudo.-	
Kerosina:-	1576 "	12.8% " "	"
Gasoil :-	679 "	5.5% " "	""
Residuo por diferencia.....-	8635 "	69.9% " "	"
Agua, por análisis.....-	49 "	0.4% " "	"
Pérdidas, promedio.....-	123.5 "	1.0% " "	"
T o t a l	12346.5 "	100.0% en "	"

El promedio de los análisis verificados fué:-

Crudo:- Densidad 60°/60°F = 0.9245.- W.& S.: 0.4%.-

	Dens. a 60°/60°F.-	Temp.Infl.	T.I.E.	T.F.E.	Destilado.-
Gasolina....	0.711	------	30°C.	168°C.	39% a 100°C.-
Kerosina.....	0.794	118°F.	165°C.	270°C.	40% a 200°C.-
Gasoil	0.847	225°F.	247°C.	390°C.	54% a 300°C.-
Residuo	0.985	250°F.	- -	- -	- - - -

Es bbls. 94 x 5.69 = 529.29 ---

Total en barriles de los dos tanques (4 y 5):-

$\sqrt{529.29} = 23.00$ = 1318.---

Como deseamos saber este número de barriles es producido por las dos torres "4" y "5".---

La torre "4" está trabajando para producir 88.7% de Ker-osina, tomando nota, observe, 10.4 de gasolina y 12.9 de kero-sina = 23.3% por lo que quedan 5.8% que corresponderán al gasoil.---

Se han tratado 1234.49 bbls. de crudo, el 5.8% es es-te sería 071 bbls.---

Entonces se estará produciendo por la torre "7" = 1244 - 071 = 173 bbls.---

De una manera semejante se obtendrán el número de barriles que se producen en la Torre "6".---

Resumiendo tendremos el cuadro siguiente para la Tore-ra "7":-

Rendimientos de los productos.---

Crudo bombeado:-			1234.49 bbls.	
Gasolina:-	1234 bbls.	10.4%	en vol.	\crudo.-
Kerosina:-	1576 "	12.9%	" "	"
Gasoil :-	671 "	5.8%	" "	"
Residuo, por dif.				
Pérdida:.....	8000 "	65.0%	" "	"
Agua, por empiri.-				
Gas:.....	49 "	0.4%	" "	"
Pérdida, prorr.-				
dif:.....	123.5 "	1.0%	" "	"
Total:	12346.5 "	100.0%	en "	"

Es preciso de los análisis verificados fue:-

Crudo: Densidad 60°/60°F = 0.9345.- W.a S.: 0.4%.-

Bens. a 60°/60°F.- Tem. Infl. T.I.E. T.F.E. Destilado.-

Gasoil

.....	0.711	20°C.	100°C.	39% a 100°C.-
Kerosina.				
.....	0.7984	140°C.	160°C.	27°C. 46% a 200°C.-
Gasoil	0.8477	240°C.	260°C.	300°C. 54% a 300°C.-
Residuo.	0.9998	360°C.		

REFINACION.

En esta parte estudiaremos el caso de la siguiente manera:- 1º)Daremos la aplicación práctica para nuestro caso, comprendiendo método de refinación y cantidad de sustancias necesarias de acuerdo con los datos del análisis técnico.- 2º) Una teoría general de la refinación.-

Gasolina.- Refinar 13800 lts./hora que necesitan, 0.35% de H_2SO_4 100% y 1.5% de plumbito de sodio de 16% de concentración.- Es necesario decir que nuestros destiladores generalmente llevan H_2S en solución y será necesario eliminarlo; se ha visto prácticamente que son suficientes 350 kgrs. de cal común disueltos en 60 bbls. de agua para 1800 bbls. del destilado.-

El tratamiento se llava a efecto en los agitadores del tipo indicado en la (Fig.9).- Su funcionamiento y construcción se pueden ver en ella.-

El tratamiento práctico es el siguiente:- Se bombea primeramente la cal en la proporción indicada y posteriormente el aceite, se agita ligeramente y se deja reposar.- Se toma una muestra del aceite y se lava particularmente para ver si la reacción con acetato de plomo es negativa, sino se vuelve a agitar hasta lograr el objeto deseado.- Cuando se obtiene reacción negativa se elimina la solución de cal y se lava el aceite durante media hora con agua salada, prefiriendo, en el caso de haberla, el agua dulce.-

La segunda fase es el tratamiento con ácido sulfúrico. Se mezclará el ácido en la proporción indicada,con el aceite, en una bomba centrífuga, calculando que dure el ácido todo el tiempo que pasa el aceite por la bomba, para ello se hará muy lentamente el movimiento.- Es recomendable repetir la operación succionando la mezcla de ácido y aceite del agitador y regresándola al mismo.- Se dejan reposar los alquitranes y se eliminan del agitador.- Una vez hecho lo anterior se lavará el aceite con agua durante una hora, procurando que las primeras porciones entren poco a poco para evitar calentamiento brusco al ponerse en contacto con las partículas de ácido que hubiesen quedado.- Este tratamiento debe efectuarse en agitador forrado de plomo.- Se deja el -

CONCLUSIONES

En esta parte estudiaremos el caso de la siguiente manera: 1a) Veremos la aplicación práctica para nuestro caso, comprendiendo método de refinación y destilación de aceites necesarios de acuerdo con las datos del laboratorio técnico. 2a) Un tercero general de la refinación.-

Conclusión.- Refinar 18000 lts. de aceite de maní.- 0.3% de H2SO4, 100% y 1.5% de plumbita de sodio de 100 lts. de concentración.- Es necesario decir que muestran destilados a temperatura diversas. Pues en relación y nueva inspección, ellos se vieron perfectamente que son antiguos. Del hecho, de que cómo dicen se en día bien de que para destilado, dos destilados.-

El tratamiento se llevará a efecto en los siguientes del tubo, tubidade en la (Fig.6).- Se suministrando y construyendo pueden ver en ella.-

El tratamiento predictivo es el siguiente.- El depósito primeramente la cal en la proporción indicada y posteriormente el aceite, se mezcla ligeramente y se deja reposar.- Se toma una muestra del aceite y se lava particularmente para ver el ir removido con acetato de plomo es negativa, si es positiva se agitará hasta lograr el efecto deseado.- Luego se determina el ácido, se elimina la solución de cal y se lava, el aceite durante varias horas con agua salada, posteriormente, se diluye de nuevo, el agua dulce.-

La segunda fase es el tratamiento con ácido sulfúrico.- Se muestra el ácido en la proporción indicada, con el aceite, en una bomba centrífuga, calculando que dure el ácido todo el tiempo que pase el aceite por la bomba, para ello se mantiene lentamente el movimiento.- Se recomienda repetir la operación, acondicionando la mezcla de ácido y aceite del tratado y regresándolas al mismo.- Se deja reposar los alquitranes y en el último del aceite.- Una vez hecho lo anterior se lavará el aceite con agua durante una hora.- Pero, tiene que las primeras predicciones entre poco a poco para evitar calentamiento brusco, se ponen en contacto con las partículas de ácido que burbujean quedado.- Este tratamiento de efectuarse en agitadores forrados de plomo.- Se deja en

aceite media hora en reposo para decantar las pequeñas porciones de agua en suspensión.-

Tercera fase del tratamiento:- Con otra bomba centrífuga se mezcla la porción necesaria de plumbito de sodio.- Después de esta carga el aceite debe quedar"dulce" a las reacciones comerciales; si es"amargo" tendrá que hacerse circular el aceite nuevamente y en caso de que después de una hora aú no esté en condiciones, se pondrán poco a poco pequeñas porciones de azúfre en flor y agitarse con aire.- Estando ya "dulce" se lava lo suficiente hasta reacción neutra.- Se toma muestra para análisis completo y hasta después de ser éste satisfactorio debe vaciarse.-

Cantidades necesarias de sustancias para el tratamiento: Cal:- 350 grs. para 600 bbls. de agua y para 1800 bbls. de gasolina.- En litros:- 350 kgrs. para 7153.6 y para 214609.5 respectivamente.- Para 13800 lts. de aceite por hora serán necesarios 22.5 kilos.de cal; en 24 horas serán necesarios 540 k.

El agua que debe disolver esta cantidad de cal será 11036 lts.-

Ácido sulfúrico.- Si necesitamos 0.35% en volumen, para un litro serán necesarios 3.5 c.c.-

Para 13800 lts. necesitamos 48.3 lts., para el destilado de una hora.-

Para 24 horas son necesarios 1159.2 lts.-

Si la densidad del H_2SO_4 , 100° con., es de 1.836.-

En peso:- 1159.2 x 1.836 = 2128.3 kgrs. de ácido sulfúrico para el destilado de un día.-

Sosa y litargirio:- Para calcularlos nos servimos de la reacción :-

$$PbO + 2\,NaOH = Na_2\,PbO_2 + H_2O.-$$

Pesos atómicos:- Pb=207.22. O=16 ; N_a=22.997 ; H = 1.0078.-

Pesos moleculares:-PbO=223.22;N_aOH=40.0048;$N_{a2}PbO_2$=285.214.

Ahora bien, como necesitamos una solución sólo de 16% de plumbito de sodio, cada 100 c.c. de solución contendrán 16 grs. de substancia.-

1000 c.c. de solución contendrán 160 grs.de sustancia.--

Por otro lado, cada 100 c.c. de aceite necesitan 1.5 c.c. de solución 16%.-

1000c.c. " " "para 15.0 de solución 16%.-

acite medio hora en reposo para decantar las pequeñas porciones de agua en suspensión.-

Tercera fase del tratamiento:- Con otra bomba centrífuga se inyecta la porción necesaria de plumbito de sodio:- Después de esta carga, el acite debe quedar"dulce" a las reacciones - comerciales, si se"amarga" tendrá que hacerse circular el - - acite nuevamente y de caso de que después de una hora el no- esta en condiciones, se pondrá poco a poco pequeñas porciones- más de sulfuro, en filtro y agitarse con aire.- Estando ya "dul-- ce" se lava lo suficiente hasta reacción neutra.- Se toma - - muestra para análisis completo y hasta después de ser dado el visto bueno debe vaciarse.-

Cantidades necesarias de materiales para el tratamiento:

Cal:- 350 grs. para 500 ccs. de agua y para 1800 ccs. de acite.- En litros:- 350 Kgrs. para 715.6 y para 2146.9 respectivamente.- Para 1380 lts. de acite por hora serán necesarios 28.5 kilos de cal; en 24 horas serán necesarios 680 k.

El agua que debe disolver esta cantidad de cal será - - 1100 lts.-

Ácido sulfúrico.- Si necesitamos 0.35% en volumen; para un litro serán necesarios 3.5 c.c.-

Para 1380 lts. necesitamos 48.3 lts., para el tratamiento de una hora.-

Para 24 horas son necesarios 1159.2 lts.-

Si la densidad del H_2SO_4 , 100° con., es de 1.835.-

Peso:- 1159.2 x 1.835 = 2128.3 kgrs. de ácido sulfúrico para el tratamiento de un día.-

Sosa y litargirio:- Para calcularlos nos servimos de la reacción:-

$$PbO + 2\ NaOH = Na_2PbO_2 + H_2O$$

Pesos atómicos:- Pb=207.2; O=16; H=1; Na=22.997 ; R = 1.0079.-

Pesos moleculares:- PbO=223.2; $NaOH$=40.0064; Na_2PbO_2=285.214.

Ahora bien, como necesitamos una solución sólo de 15% - de plumbito de sodio, cada 100 c.c. de solución contendrán - 15 grs. de substancia.-

1000 c.c. de solución contendrán 150 grs. de substancia.-

Por otro lado, cada 100 c.c. de aceite necesitan 1.5 c. c. de solución 15%.-

1000c.c. " " para 15.0 de solución 15%.-

13800 lts. necesitarán 207 lts. de solución.-

207 lts. será lo necesario para la producción de una hora, para la producción de un día serán necesarios 207 x x 24 = 4968 lts.-

Si un litro contiene 160 grs. de plumbito de sodio, 4968 lts. contendrán 794.88 kgrs.-

De acuerdo con la reacción anterior tenemos:

Sosa = 285.214 : 2 x 40.0048 :: 794.88 : X

X = 223 kgrs.

Litargirio:- 285.214 : 223.22 :: 794.88 : y

y = 622 kgrs.

Kerosina:- Refinar 16781 lts. producidos por hora que necesitam 2% en volumen de ácido y 0.75% de solución de NaOH de 4% de concentración.-

Se carga el aceite sólo en un agitador forrado de plomo y si la temperatura es elevada se enfría con agua salada hasta 35°C, en cualquiera de los dos casos se deja reposar durante media hora y se elimina hasta la última porción de agua decantada pasándose después de ello a tratar con el ácido sulfúrico necesario.- El tratamiento en este caso se empieza con pequeña proporción de ácido, generalmente 0.25%, para quitar la humedad, es indudable que esta cantidade de ácido no se descontará del 2% necesario.- Si se desea una nueva proporción exacta del H_2SO_4 necesario, por la pequeña proporción que haya reaccionado con el aceite, se dosificará el azúfre contenido y se localizará en la curva de tratamientos presentada el nuevo porcentaje correspondiente.- De cualquier manera, el resto de ácido se divide en 3 ó 4, y hasta más, tratamientos.- Cada ácido se mezcla de 1 a $1^1/4$ de hora, se decanta el "tar" ácido y se elimina, muy lentamente durante una hora; terminado de salir este ácido se mezcla una nueva carga.- El ácido puede cargarse directamente con presión de aire, se puede también con una bomba pero es más práctico lo primero.-

Terminado el tratamiento se lava dos horas con agua salada, las primeras pequeñas porciones lentas, se asienta una hora y se procede a la neutralización con la solución de sosa de 4% y se lava, después de decantar, durante media hora.-

Las reacciones comerciales deben ser "dulces" y además presentar el aceite reacción neutra.-

13800 lts. necesitarán 307 lts. de solución.-

307 lts. será lo necesario para la producción de una hora, para la producción de un día serán necesarios 307 x x 24 = 4068 lts.-

Si un litro contiene 180 grs. de plumbito de sódio, 4068 lts. contendrán 794.88 kgrs.-

De acuerdo con la reacción anterior tenemos:

$$Sna = 285.214 : 2 \times 40.0068 :: 794.88 : X$$

$$X = 223 \text{ kgrs.}$$

Litargirio.- $285.214 : 223.22 :: 794.88 : Y$

$$Y = 622 \text{ kgrs.}$$

Yerosulfato.- Refiere 1.0781 lts. producidos por hora que necesitan 5% en volumen de ácido y 0.75% de solución de NaOH de densidad correspondiente.-

De carga el acetato sólo en un agitador provisto de pisomo y si la temperatura es elevada se enfría con agua mezclada hasta 30°C, en cualquiera de los dos casos se deja reposar durante media hora y se elimina parte la última parte de agua decantada pasándose después de allí a tratar con el ácido sulfúrico necesario.- El tratamiento en este caso se emplea con pequeña proporción de ácido, generalmente 0.25%, para quitar la humedad, se indudable que está cantidad de ácido no se descontara del 5% necesario.- Si se desea una nueva proporción exacta del H_2SO_4 necesario, por la pequeña proporción que hay reconocido con el acetato, se dosifica el sulfúrico contenido y se localizará en la curva de tratamientos presentada el nuevo porcentaje correspondiente.- De manifiesto manera, el resto de ácido se divide en 3 ó 4 tratamiento.- Cada ácido es mezcla de 1 a 1½ horas, se deshace el "tar" ácido y se filtra, nuevamente durante una hora terminado de salir este ácido, se mezcla una nueva carga. El ácido puede cargarse directamente con presión de aire; se puede también con una bomba pero se hace práctico lo primero.-

Terminado el tratamiento, se lava dos veces con agua caliente, las primeras pequeñas porciones lentas, se agita una hora y se procede a la neutralización con la solución de sosa de 4% y se lava, después se decanta, durante media hora.-

Las reacciones correspondientes deben ser "únicas" y además presentar el acetato reacción neutra.-

Se toma muestra para analizar completo y si los resultados de éste son satisfactorios se puede almacenar el aceite tratado.-

Cantidades necesarias de las substancias que entran en el tratamiento.-

Ácido sulfúrico:- Si necesitamos 2% en volumen sobre el crudo para cada litro serán necesarios 20 c.c. de ácido.-

Para 16781 lts. necesitamos 335.62 lts. de ácido.-

Si la densidad del H_2SO_4 de 100% en con. es de 1.836, el peso correspondiente a 335.62 lts. es de 616.2 kgrs.-

El dato anterior es para el aceite producido en una hora, para la producción de un día serán necesarios:- 616.2 x 24 = = 14788.8 kgrs.-

Sosa.- Como necesitamos una solución de 4%, cada litro de ella contendrá 40 grs. de NaOH.-

Por otra parte, cada litro de kerosina necesita 7.5 c.c. de solución; 16781 lts. necesitarán 125.86 lts.-

125.86 lts. será lo necesario para la producción de una hora, para la producción de un día:- 125.86 x 24 = 3020.64 -- lts.-

Como cada litro de solución contiene 40 grs. de NaOH, los 3020.64 lts. contendrán 120.8 kgrs.-

Los datos anteriores han sido calculados para sustancias puras, como esto no acontece en el comercio estarán afectados del factor de pureza de las substancias adquiridas.-

Técnica de la refinación.-

Reacciones entre el H_2SO_4 y los componentes de los destilados:- Esta sustancia acciona física y químicamente.- La acción física consiste principalmente en la solución del "tar"- (alquitrán), o cualquier otro material disperso, en el ácido- y en el aislamiento de él por su densidad superior al aceite.- La acción química, no obstante ser limitada, en su conocimiento, se dice que reacciona con:-

I).- Las olefinas, siendo sus principales reacciones (1). Formación de esteres alquílicos del H_2SO_4; (2).- Formación de alcoholes secundarios y terciarios.- (3).- Polimerización, -- acerca de la cual existen muchas teorías.- (4).- Oxidación.-

(1).- a) Formación de alquil-eter (mono y di)):-

Se toma muestra para analizar completo y el los resultados de éste con satisfactorios se puede almacenar el acetato tratado.-

Cantidades necesarias de las substancias que entran en el tratamiento.-

Ácido nítrico.- Si necesitamos 36 en volumen sobre el crudo, para cada litro serán necesarios 20 c.c. de ácido.-

Para 16721 lts. necesitamos 335.42 lts. de ácido.-

Si la densidad del H_2SO_4 de 100% en con. es de 1.836, el peso correspondiente a 335.42 lts. es de 616.2 kgrs.-

El dato anterior es para el acetato producido en una hora, para la producción de un día serán necesarios:- 616.2 x 24 = = 14788.8 kgrs.-

Sosa.- Como necesitamos una solución de 4%, cada litro de sosa contendrá 40 grs. de NaOH.-

Por otra parte, cada litro de keroseno necesita 7.5 c.c. de solución; 16721 lts. necesitarán 125.42 lts.-

125.42 lts. será lo necesario para la producción de una hora, para la producción de un día:- 125.42 x 24 = 3010.24 lts.-

Como cada litro de solución contiene 40 grs. de NaOH, los 3010.24 lts. contendrán 120.4 kgrs.-

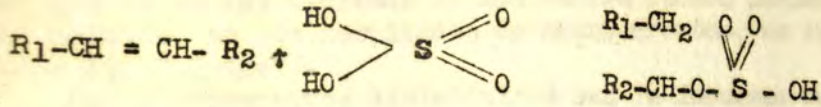
Los datos anteriores han sido calculados para muestras puras, como esto no sucede en el comercio estarán afectados del factor de pureza de las substancias adquiridas.-

Técnica de la refinación.-

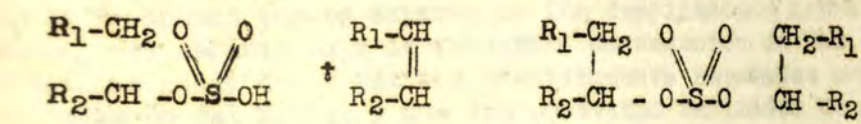
Reacciones entre el H_2SO_4 y los componentes de los destilados:- Esta muestra acciona fríos y químicamente.- La solución fría consiste principalmente en la solución del "tar" (alquitrán), o cualquier otro material disperso, en el ácido.- En el calentamiento de él por su densidad superior al aceite.- La acción química, no obstante ser lenta, en su conocimiento, se dice que reacciona con:-

1).- Las olefinas, dando una ó más reacciones (1).- Formación de esteres alquílicos del H_2SO_4; (2).- Formación de alcoholes secundarios y terciarios.- (3).- Polimerización.- Esteres de la cual existen muchas teorías.- (4).- Oxidación.-

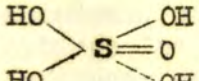
(1).- a) Formación de alquil-éter (Lobry y Gil).-



El mono-alquilester reacciona con más olefina para formar dialquilester:-

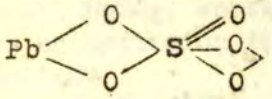


(2).- Formación de alcoholes.- Ha sido sostenido por algunos que estos se forman por los esteres alquílicos del H_2SO_4 pero un trabajo de Brooks y Humphrey muestra que no este el caso.- Como prueba se tiene que la separación de la mezcla alcohólica es inmediata, mientras que la hidrólisis de los esteres alquilsulfúricos es inapreciable en 10 minutos a temperatura de 90°C.- Los señores mencionados sugieren que los alcoholes pueden ser formados por la hidrólisis de los esteres del ácido ortosulfúrico:-



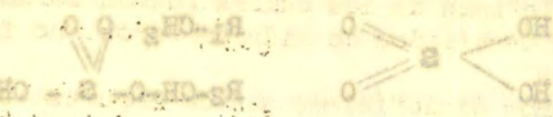
Los esteres de este ácido difieren en estabilidad y velocidad de hidrolizarse de los del H_2SO_4, de acuerdo con lo que ellos sostienen.-

Los esteres del ácido ortosulfúrico no han sido aislados, pero los sulfatos básicos, tales como el

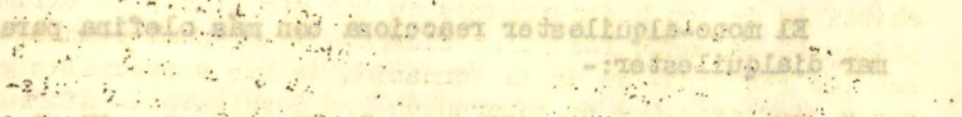


Pb, se han mirado como sus derivados.-

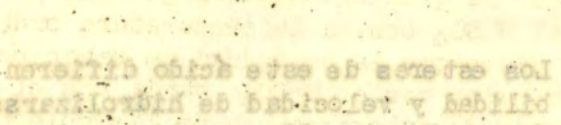
(3).- Formación de polímeros.- En oposición a la creencia común, las mono-olefinas no son polimerizadas a "tars" por el H_2SO_4 ; Brooks y Humphreys encontraron que la formación de dipolímeros predomina, pero que también son formados tripolímeros y posiblemente polímeros elevados.- Estas substancias después de la reacción son líquidos de color "agua blanca".- Los polimeros formados de las mono-olefinas son compuestos de cadena lineal con una doble ligadura; no son de estructura cíclica.- Su reacción con el H_2SO_4 es me-



El monoalquilsulfato reacciona con más olefina para formar dialquilsulfato:-

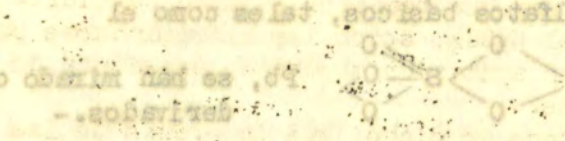


(2).- Formación de alcoholes.- Ha sido sostenido por algunos que estos se forman por los esteres alquílicos del H_2SO_4 pero un trabajo de Brooks y Humphrey muestra que no - este el caso.- Como prueba se tiene que la separación de la mezcla alcohólica se inmediata, mientras que la hidrólisis de los esteres alquilsulfúricos es imprescindible en 10 minutos a temperatura de 90°C.- Los esteres mencionados sugieren que los alcoholes pueden ser formados por la hidrólisis de los esteres del ácido ortosulfúrico:-



Los esteres de este ácido difieren en esta utilidad y velocidad de hidrolizarse de los del H_2SO_4, de acuerdo con lo que ellos sostienen.-

Los esteres del ácido ortosulfúrico no han sido aislados, pero los sulfatos básicos, tales como el



Pb, se han mirado como sus derivados.-

(3).- Formación de polímeros.- En oposición a la creencia común, las mono-olefinas no son polimerizadas a "tars" por el H_2SO_4 ; Brooks y Humphrey encontraron que la formación de dipolímeros predomina, pero que también son formados tripolímeros y posiblemente polímeros elevados.- Estas substancias después de la reacción son líquidos de color "agua blanca".- Los polímeros formados de las mono-olefinas son compuestos de cadena lineal con una doble ligadura; no son de estructura cíclica.- Su reacción con el H_2SO_4 es ma-

nor que la de las olefinas de las cuáles fueron formados.- -- Son solubles en los destilados de hidrocarburos, no forman -- parte del "sludge".-

Los hidrocarburos diolofínicos son la impureza realmente objetable de los hidrocarburos en las gasolinas; se oxidan rápidamente causando los malos olores.- Se presume además, que son los responsables de la formación de las substancias gomosas y resinosas que se separan de los destilados.- Afortunadamente, con referencia a la facilidad de reacción de las diolefinas, se puede decir que son efectivamente separadas con el tratamiento del H_2SO_4, y que los productos refinados de esta manera son completamente satisfactorios.-

(4).- Oxidación.- El refinamiento de algunos aceites, -- particularmente el de aquellos destilados hechos por el método de fase de vapor, es interesante por la formación de SO_2.- Esto demuestra que el H_2SO_4 ataca algunos hidrocarburos reduciéndose .- Con muchos aceites esta formación alcanza una elevada cantidad; se tiene conocimiento de alguno que ha producido 0.4 grs. de SO_2 por litro de aceite.-

II).- Reacciones con los hidrocarburos parafínicos y nafténicos:- Sabemos por la química orgánica que las parafinas - no reaccionan con el H_2SO_4 con. a la temperatura ordinaria.-- Sin embargo, se ha dicho que la capacidad de reacción de los- hidrocarburos parafínicos con el H_2SO_4 varía con el peso molecular y con el grado de arborescencia de las moléculas, que el desarrollo constante de SO_2 muestra que esto no es simple- dilución sino que hay una reacción química parcial.- Por otro lado, la acción del H_2SO_4, sobre los hidrocarburos parafínicos y nafténicos en agitación violenta, dependerá de la pulverización del aceite.-

No obstante todo lo dicho, las impurezas de las bencinas crudas reaccionan mucho más que las parafinas y naftenos, por esto y porque el H_2SO_4 es de 66°Bé., las probabilidades de -- perder parafinas y naftenos son muy pequeñas.-

III).- Reacciones con los hidrocarburos aromáticos:- Estos hidrocarburos se encuentran presentes en pequeñas cantidades dentro de los destilados ligeros de petróleos crudos de base mixta y asfáltica.- Los de bajo peso molecular no son -- sulfonados por el H_2SO_4 con. en frío; en cambio los homólogos aromáticos pesados son rápidamente sulfonados.- Sólo con el - H_2SO_4 fumante, a temperatura ordinaria, todos los hidrocarbu-

mor que la de las definas de las cuales fueron formadas.-
Son solubles en los destilados de hidrocarburos, no forman
parte del "sludge".-

Los hidrocarburos dioléfinicos son la impureza realmente
objetable de los hidrocarburos en las gasolinas; se oxidan rá-
pidamente causando los malos olores -- y presumo además, que
con los resposables de la formación de las substancias gomo-
sas y resinosas que se esperan de los refinados.- Afortunada
mente, con referencia a la facilidad con la cual se eliminan de
firmas, se puede decir que son efectivamente separadas con el
tratamiento del H_2SO_4, y que los productos refinados de esta-
manera son completamente estabilizados.-

(4).- Outdoor.- El refinamiento de algunos aceites,
particularmente el de aquellos destilados hechos por el metho-
do de lucas de vapor, se interesantemente la formación de SO_2.-
Esto demuestra que el H_2SO_4 atacó algunos hidrocarburos reda-
ciendose.- Con muchos aceites esta formación alcanza una ele
vada cantidad; se tiene conocimiento de algunos que la produ
cido 0.4 grs. de SO_2 por litro de aceite.-

II).- Reacciones con los hidrocarburos parafínicos y nafté
nicos.- Sabemos por la última comunicación que las reacciones
no reaccionan con el H_2SO_4 con la temperatura ordinaria.-
Sin embargo, se ha dicho que la capacidad de reacción de los
hidrocarburos parafínicos con el H_2SO_4 varía con el peso mo-
lecular y con el grado de carbonosmosis de la molécula, que
el desarrollo cuantato de SO_2 muestra que esto no es admisi-
dificación sino que hay una reacción química parcial.- Por otro
lado, la acción del H_2SO_4, sobre los hidrocarburos parafíni-
cos y nafténicos en agitación violenta, depende de la pulve
rización del ácido.-

No obstante todo lo dicho, las impurezas de las benzinas
crudas reaccionan mucho más que las parafínicas y nafténicas, por
ende y porque el H_2SO_4 se de 66° Bé. las probabilidades de
quitar parafinas y naftenos son muy pequeñas.-

III).- Reacciones con los hidrocarburos aromáticos.- Es-
tos hidrocarburos se encuentran presentes en pequeñas cantida
des dentro de los destilados ligeros de petróleos crudos de
base mixta y asfáltica.- Los de bajo peso molecular no son -
uniformados por el H_2SO_4 con. en frío; en cambio los homólogos
aromáticos pesados son rápidamente sulfonados.- Sólo con el -
H_2SO_4 fumante, a temperatura ordinaria, todos los hidrocarbu-

ros aromáticos son rápidamente sulfonados.- En presencia de - olefinas e hidrocarburos no saturados similares, los hidro-- carburos aromáticos pueden entrar en condensación, por la acción de H_2SO_4 con.-

IV).-Reacciones con los compuestos de azúfre:- Estos -- compuestos son parcialmente convertidos por el H_2SO_4 en la - refinación de los productos del petróleo.- La multiplicidad- de los compuestos de azúfre encontrados en el petróleo hace que se verifique la desulfuración en cantidad diferente, según el caso de refinación.- Al refinar los productos del petróleo ricos en azúfre se requiere el uso de otro reactivo - además del H_2SO_4.-

Poco o nada es conocido de lo que se obtiene de los compuestos de azúfre al reaccionar con el H_2SO_4 .- Condrea dice que como resultado de la dilución con agua del "sludge" - ácido de una kerosena se obtuvo una fuerte producción de gas. En la refrigeración de este gas se obtuvo una masa cristalina amarilla, la que fundida dió un líquido amarillo de olor picante; este líquido fué soluble en bencina, alcohol, éter, etc., y dió precipitados con cloruro de mercurio alcohólico y con acetato de plomo.- Por mayor calentamiento el líquido depositó, en la retorta y en el condensador, cantidades - considerables de azúfre, pasando gran cantidad de H_2S.- Pareció al observador que se trataba de una mezcla de sulfuros y sulfonas, pudiendo haberse formado las últimas por la oxidación de los primeros.-

Los mercaptanos son oxidados al disulfuro correspondiente por el H_2SO_4 con.- Los sulfuros alquílicos son muy solubles en el mismo ácido.- Lo mismo podemos decir de los sulfóxidos y las sulfonas.- La acción del H_2SO_4 sobre el H_2S es una oxidación.- Los cambios de oxidación son de menor importancia; no obstante el H_2SO_4 disuelve y reaccionan con los- componentes orgánicos de azúfre y oxígeno, especialmente en- combinación con la soda cáustica y el plumbito de sodio.-

V).- Reacción con los compuestos de nitrógeno.- Estos - compuestos, según sabemos, poseen un carácter básico; pasarán con el residuo ácido del cual se pueden extraer con agua caliente.-

VI).- Reacción con los compuestos de oxígeno:- Los ácidos nafténicos y las substancias del grupo del fenol sólo se encuentran en pequeñas cantidades dentro de los productos --

tos aromáticos son rápidamente sulfonados.- En presencia de olefinas e hidrocarburos no saturados similares, los hidrocarburos aromáticos pueden entrar en condensación, por la acción de H_2SO_4 con.-

IV).-Reacciones con los compuestos de azufre:- Estos compuestos son parcialmente convertidos por el H_2SO_4 en la refinación de los productos del petróleo.- La multiplicidad de los compuestos de azufre encontrados en el petróleo hace que se verifique la desulfuración en cantidad diferente, según el caso de refinación.- Se refinan los productos del petróleo ricos en azufre se requieren algunos de otro reactivo además del H_2SO_4.-

Poco o nada es conocido de lo que se obtiene de los compuestos de azufre al reaccionar con el H_2SO_4.- Cuando dicen que como resultado de la dilución con agua del "sludge" ácido de una kerosena se obtuvo una fuerte producción de gas. En la refrigeración de este gas se obtuvo una masa cristalina amarilla, la que fundida dió un líquido amarillo de olor picante; este líquido fué soluble en benzina, alcohol, éter, etc., y dió precipitados con plomo, de mercurio alcohólico y con acetato de plomo.- Por mayor calentamiento el líquido depositó, en la retorta y en el condensador, cantidades considerables de azufre, pasando gran cantidad de H_2S.- Parecía al observador que se trataba de una mezcla de sulfuros y sulfoni, pudiendo haberse formado las últimas por la oxidación de los primeros.-

Los mercaptanos son oxidados al diálquilo correspondiente por el H_2SO_4 con.- Los sulfuros alquílicos son muy difíciles en el mismo ácido.- Lo mismo podemos decir de los sulfóxidos y las sulfonas.- La acción del H_2SO_4 sobre el H_2S da una oxidación.- Los cambios de oxidación son de menor importancia; no obstante el H_2SO_4 diluído y reaccionan con los compuestos orgánicos de azufre y oxígeno, especialmente en combinación con la sosa cáustica y el plumbito de sodio.-

V).- Reacción con los compuestos de nitrógeno.- Estos compuestos, según dicen, pueden un carácter básico, pero con el residuo ácido del cual se pueden extraer con agua caliente.-

VI).- Reacción con los compuestos de oxígeno:- Los éteres metílicos y las substancias del grupo del fenol ácido se encuentran en pequeñas cantidades dentro de los productos

del petróleo.- Una pequeña porción de los ácidos nafténicos se va con el "sludge" ácido, mientras la otra parte junto con los fenoles, probablemente sea sulfonada por el ácido.- Sin embargo, la cantidad de ácidos nafténicos que se van con el residuo ácido en la refinación es pequeña.-

VII).- Acción del H_2SO_4 sobre las sustancias resinosas y asfálticas.- Esta acción ha sido explicada por dos caminos. De acuerdo con uno de ellos, el cual es menos aceptado, la reacción es de la naturaleza de la polimerización.- Según el otro no es una reacción química ordinaria, es un proceso físico-químico de disolución coloidal de estas sustancias y su adsorción por el H_2SO_4.- Se ha interpuesto para sostener esta teoría de que el contenido de asfalto, al tratarse con diferentes cantidades de ácido, decrece de acuerdo con la siguiente ecuación:-

$$C_p = 0.0267\ C_s^{0.408}$$

C_p = concentración de las sustancias asfálticas en el aceite.
C_s = concentración de las sustancias asfálticas en el ácido.-

Ubbelohde expresa la acción del ácido sulfúrico sobre las sustancias asfálticas del petróleo como una coagulación coloidal de los constituyentes disueltos.-

Reacciones con el Plumbito de Sodio,-o Reacciones de Endulzamiento:- El curso de las reacciones de endulzamiento de los aceites ha sido estudiado por los trabajos de Wendt, Diggs, Wood, y otros.-

Según estos señores, el plumbito de sodio reacciona con los mercaptanos para formar el compuesto amarillo siguiente:-

$$\begin{matrix} C_2H_5\text{-}SH \\ | \\ C_2H_5\text{-}SH \end{matrix} + Na_2PbO_2 \longrightarrow \begin{matrix} C_2H_5\ S \\ \diagdown \\ \diagup \\ C_2H_5\ S \end{matrix} Pb + 2\ NsOH.-$$

El mercapturo formado reacciona entonces debido a una oxidación gradual, por ejemplo, el azúfre disuelto en el aceite, para formar el siguiente disulfuro:-

$$\begin{matrix} C_2H_5\ S \\ \diagdown \\ \diagup \\ C_2H_5\ S \end{matrix} Pb + S \dashrightarrow \begin{matrix} C_2H_5\ S \\ | \\ C_2H_5\ S \end{matrix} + Pb\ S.$$

El disulfuro formado es soluble en el aceite y no puede -

del petróleo.- Una pequeña porción de los ácidos nafténicos se va con el "aluda" ácido, mientras la otra parte junto con los fenoles, probablemente sea arrastrada por el ácido.- Sin embargo, la cantidad de ácidos nafténicos que se van con el residuo ácido en la refinación es pequeña.-

VII).- Acción del H_2SO_4 sobre las sustancias resinosas y asfálticas.- Esta acción ha sido explicada por Ubbelohde. De acuerdo con uno de ellos, el cual es menos aceptado, la reacción es de la naturaleza de la polimerización.- Según el otro no es una reacción química ordinaria, es un proceso físico-químico de disolución coloidal de estas sustancias y su adsorción por el H_2SO_4.- Se ha intentado para sostener esta teoría de que el contenido de asfalto, al tratarse con diferentes cantidades de ácido, decrece de acuerdo con la siguiente ecuación:-

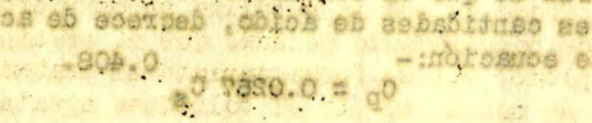
$$C_p = 0.0267\ C_a^{0.402}$$

C_p = concentración de las sustancias asfálticas en el asfalto.
C_a = concentración de las sustancias asfálticas en el ácido.-

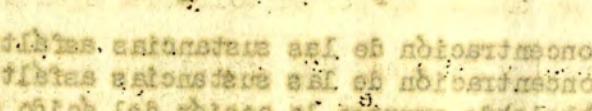
Ubbelohde expresa la acción del ácido sulfúrico sobre las sustancias asfálticas del petróleo como una coagulación coloidal de los constituyentes diversos.-

Reacciones con el Plumbito de Sodio.- Reacciones de Mercaptanización.- Se ha estudiado por los trabajos de Vanti, Bisaya, Wood, y otros.-

Según estos señores, el plumbito de sodio reacciona con los mercaptanos para formar el compuesto amarillo siguiente:-



El mercapturo formado reacciona entonces dando a una oxidación gradual, por ejemplo, el sulfuro disulfito en el acetato, para formar el siguiente disulfuro:-



El disulfuro formado es soluble en el acetato y no puede

reaccionar con la solución "doctor".- El azúfre no ha sido removido, pero el aceite está dulce de esta manera.- Así pues,- el término comercial de "aceite dulce" significa que están ausentes de él mercaptanos e hidrógeno sulfurado.-

El endulzamiento puede ser igualmente verificado si se - agrega azúfre a la solución de mercaptanos, antes del tratamiento con el plumbito de la siguiente manera:-

$$\begin{matrix} C_2H_5SH \\ \\ C_2H_5SH \end{matrix} + S \rightarrow \begin{matrix} C_2H_5\ S \\ | \\ C_2H_5\ S \end{matrix} + H_2S.$$

Sin embargo, hay que tener mucha práctica al agregar el azúfre porque el contenido de él en el aceite puede ser aumentado, al grado de que la gasolina se convierta en corrosiva.-

Es de conocimiento general que el precipitado negro (sulfuro de plomo) que se forma durante el tratamiento con el - - plumbito de sodio, es por sí sólo buen agente para el endulzamiento.-

Morrell y Faragher han demostrado que para que el sulfuro de plomo sea efectivo es necesario el oxígeno:-

$$PbS + 4\ NaOH + 2O_2 = Na_2\ PbO_2 + Na_2SO_4 + 2\ H_2O.$$

La reacción que se usa para indicar la formación de mercapturos de plomo es:-

$$2RSH + Na_2PbO_2 \longrightarrow \begin{matrix} R - S \\ \\ R - S \end{matrix} Pb + 2NaOH.$$

- - - - - - - - - - - - - -

reaccionar con la solución "doctor".- El azufre no ha sido removido, pero el aceite está dulce de esta manera.- Así pues, el término comercial de "aceite dulce" significa que están ausentes de él mercaptanos e hidrógeno sulfurado.-

El ensayamiento puede ser igualmente verificado si se agrega antes a la solución de mercaptanos, antes del tratamiento con el plumbito de la siguiente manera:-

$$C_2H_5SH \qquad C_2H_5S$$
$$\uparrow S \rightarrow \downarrow \uparrow H_2S.$$
$$C_2H_5SH \qquad C_2H_5S$$

Sin embargo, hay que tener mucha práctica al agregar el azufre porque el contenido de él en el aceite puede ser aumentado, al grado de que la solución se convierta en corrosiva.-

Es de conocimiento general que el plombito negro (sulfuro de plomo) que se forma durante el tratamiento con el plumbito de sodio, es por sí solo buen agente para el endulzamiento.-

Morrell y Fernsler han demostrado que para que el sulfuro de plomo sea efectivo es necesario el oxígeno:-

$$PbS \uparrow 4\ NaOH \uparrow 2O_2 = Na_2PbO_2 \uparrow Na_2SO_4 \uparrow 2\ H_2O.$$

La reacción que se usa para inducir la formación de mercaptanos de plomo es:-

$$R - S$$
$$NaSH \uparrow Na_2PbO_2 \longrightarrow Pb \uparrow NaOH.$$
$$R - S$$

- - - - - - - - - - - - - - -

COSTOS Y PERSONAL

- - - - - o - - - - - -

Los precios, costos y mano de obra que en seguida damos, están referidos al -- Puerto de Tampico, Tamps.-

P A R A una Torre de Fraccionamiento de las que hemos dejado indicadas:-

- - - - - - - - - - -

Piedra.....	30 mts.^{3}	a $ 12.00	$	360.00.
Cemento.....	8 tons.	" " 40.00	"	320.00.
Acero de refuerzo..	2 "	" " 200.00	"	400.00.
Trabajo de acero para cambiadores, soportes, etc.....	14 "	" 200.00	"	2 800.00.
Cambiadores de calor.....	6 unidades	" 4 800.00	"	28 800.00.
Torres de fraccionamiento.....			"	37 000.00.
Bombas de reflujo..	2 "	" 2 800.00	"	5 600.00.
Tubos para conección de cambiadores			"	4 000.00.
Bombas para crudo..	2 "	" 4 000.00	"	8 000.00.
Tuberías de(16")..	300 pies	" 6.00	"	1 800.00.
(16") uniones.....			"	1 500.00.
Tuberías de(12")..			"	500.00.
(12") uniones y válvulas.....			"	2 000.00.
Tubería de(8")...	300 "	" 2.30	"	690.00.
(8")uniones y válvulas.....	20 unidades	" 367.00	"	7 340.00.
Tubería de (6")..	100 pies.	" 1.70	"	170.00.
(6") uniones y válvulas.....	20 unidades	" 210.00	"	4 200.00.
(8") accesorios para tuberías.....			"	1 600.00.
(4") general.....			"	1 000.00.
Pequeñas tuberías.			"	500.00.
Cemento aislante.	350 sacos	" 6.00	"	2 100.00.
Varilla y láminas.			"	350.00.
Líneas de vapor...			"	1 500.00.
Soportes para tubería.....			"	250.00.
Pintura.....			"	150.00.
Ladrillos para drenaje.....	15 000 "	40.00	"	600.00.
Herramientas y equipo,material para soldar, etc....			"	1 500.00.
Medidores, termómetros, etc.....			"	2 000.00.
Láminas de fierro-corrugado.....	800 pies^2	" 0.25	"	200.00.
Maderámen.....			"	150.00.
Equipo de luz eléctrica.....			"	300.00.
Otros materiales.			"	3 450.00.
			$	121 130.00.
C o n t i n g e n c i a s, 5%.....				6 057.00.
			$	127 187.00.
Mano de obra y administración.....			"	35 728.00.
		T O T A L.....	$	162 915.00.

P A R A alambiques del tipo indicado se obtiene un costo global, por cada 37.3 mts.^{2} de superficie de calentamiento, igual a ..... $ 7 000.00.

P A R A condensadores del tipo indicado se obtiene un costo global, por cada 251 mts.^{2} de superficie, -- igual a ..... " 18 000.00.

PARA un agitador de 20 pies de diámetro por 26 pies de altura, en el tipo indicado, y cuyo cupo es de: TOTAL 1770 bbls.-
De trabajo 1575 "

- - - - - - - - - o - - - - - - - - -

Concreto	$	1 500.00.
Trabajo de acero	"	10 880.00.
Plomo laminado	"	6 000.00.
Tubería	"	6 000.00.
Pintura	"	150.00.
Material para incendio	"	1 500.00.
	$	26 030.00.
Mano de obra	"	14 012.00.
TOTAL	$	40 042.00.

PRECIO de substancias.-

		TONELADA.
Cal	$	25.00.
Ácido sulfúrico	"	35.00.
Sosa	"	150.00.
Litargirio	"	300.00.

PERSONAL necesario.-

Técnicos de la Planta Primaria.-

		MENSUAL.
1 Superintendente de destilación	Dlls.	375.00.
1 Jefe de Planta,(día)	"	350.00.
1 " " " (noche)	"	350.00.
1 Ayudante de los Jefes de Planta	"	325.00.
3 Jefes de Guardia c/u	"	265.00.
3 Ayudantes "	$	370.00.

Técnicos de Refinación.-

		MENSUAL.
1 Jefe de tratamientos	$	500.00.
1 Ayudante	"	400.00.

Obreros.-
(Casas de bombas.)

		Por día.
Para recibir el aceite crudo:-		
3 bomberos 8 hs. c/u	$	5.00.c/u.
3 ayudantes" " "	"	3.65 "
Tanques para aceites negros:-		
3 bomberos	"	5.00. "
3 ayudantes	"	3.65. "
Tanques para aceites terminados:-		
3 bomberos	"	5.00. "
Para embarques:-		
3 bomberos	"	5.00. "
3 ayudantes	"	3.65. "

DESTILACIÓN:

		Por día.
6 alambiqueros (3 por torre fraccionadora).(8.hs..cada.uno)	$	8.50.c/u.
6 Ayudantes	"	6.00. "
6 Fogoneros (2 por turno)	"	4.00. "
6 " " " "	"	3.65. "
3 Desaguadores (1 por turno)	"	3.00. "
6 Muestreadores (2 por turno)	"	3.00. "
2 Limpiadores (1 por torre)	"	2.75. "

AGITADORES.

		Por día .
3 Refinadores (1 por turno)	$	8.50. c/u.
9 Ayudantes (3 por turno)	"	4.25. "
3 Bomberos (1 por turno)	"	3.65. "
		- - - - - - -
3 Tomadores de tiempo..(sueldo.diario).(uno.por.turno.general)	""	5.00. "

PARA un agitador de 20 pies de diámetro por 25 pies de altura, en el tipo indicado, y cuyo cupo es de: TOTAL 1770 bbls.-
De tirabajo 1575 "

- - - - - - - - - o - - - - - - - - -

Concreto.....	$	1 800.00.
Tirabajo de acero.....	"	10 880.00.
Plomo laminado.....	"	8 000.00.
Tubería.....	"	6 000.00.
Pintura.....	"	150.00.
Material para incendio.....	"	1 500.00.
	$	28 030.00.
Mano de obra.....	"	14 012.00.
TOTAL.....	$	42 042.00.

PRECIO de substancias.-

TONELADA.

Cal.....	$	28.00.
Acido sulfúrico.....	"	38.00.
Sosa.....	"	180.00.
Litargirio.....	"	300.00.

PERSONAL necesario.-

Técnicos de la Planta Primaria.-

MENSUAL.

1 Superintendente de destilación..... Dls. 275.00.

(6")unidades y vá-

R E L E V O S.

		Por día.	
3 Alambiqueros.....	$	8.50.	c/u.
3 Ayudantes.....	"	6.00.	"
3 Bomberos.....	"	5.00.	"
3 Ayudantes.....	"	3.65.	"
3 Fogoneros.....	"	4.00.	"
3 Fogoneros.....	"	3.65.	"
2 Desaguadores.....	"	3.00.	"
3 Muestreros.....	"	3.00.	"
1 Limpiador.....	"	2.75.	"
1 Refinador.....	"	8.50.	"
3 Ayudantes.....	"	4.25.	"
1 Bombero.....	"	3.65.	"
1 Tomador de tiempo.....	"	5.00.	"

C O N esto, señores Jurados, creo dejar terminado el estudio de mi modesto trabajo; si algún detalle olvidé me atengo a vuestra bondad para ser disculpado de la falta de mejores conocimientos científico o de mayor experimentación.-

R E L E V O S.

			Por día.
3 Alambiqueros	$	8.50.	c/u.
3 Ayudantes	"	6.00.	"
3 Bomberos	"	5.00.	"
3 Ayudantes	"	3.65.	"
3 Fogoneros	"	4.00.	"
3 Fogoneros	"	3.65.	"
3 Desagüadores	"	3.00.	"
3 Maestranza	"	3.00.	"
1 Limpiador	"	2.75.	"
1 Refinador	"	8.50.	"
3 Ayudantes	"	4.25.	"
1 Bombero	"	3.65.	"
1 Tomador de tiempo	"	5.00.	"

C O N esto, señores Jurados, creo dejar terminado el estudio de mi modesto trabajo; si algún detalle olvidé me atengo a vuestra bondad para ser disculpado de la falta de mejores conocimientos científico o de mayor experimentación.-

LUIS HIDALGO Y CASTRO

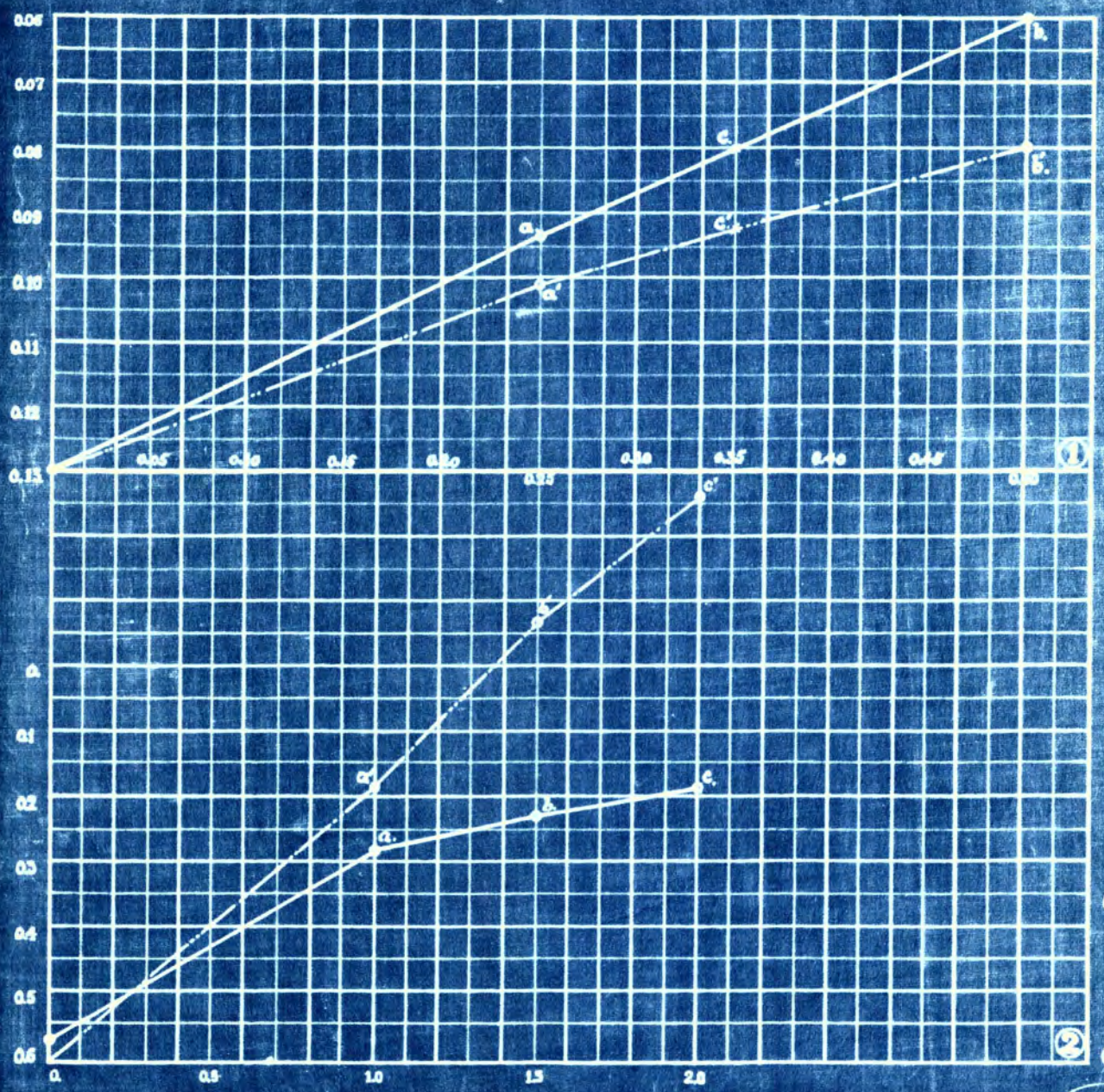
TESIS

Planos Correspondientes

GRAFICAS DEL TRATAMIENTO DE LOS DESTIL DOS LIGEROS OBTENIDOS EN LA DESTILACION TECN

① GASOLINA.
② KEROSINA.
——— Azúfre.
—·—·— Absorción.

Fig. 2.



Tampico, dic. de 1929.- L. Hidal

CURVAS DE VOLATILIDAD DE LOS PRODUCTOS LIGEROS OBTENIDOS EN LA DESTILACION TECNICA DEL "CRUDO NARANJOS".

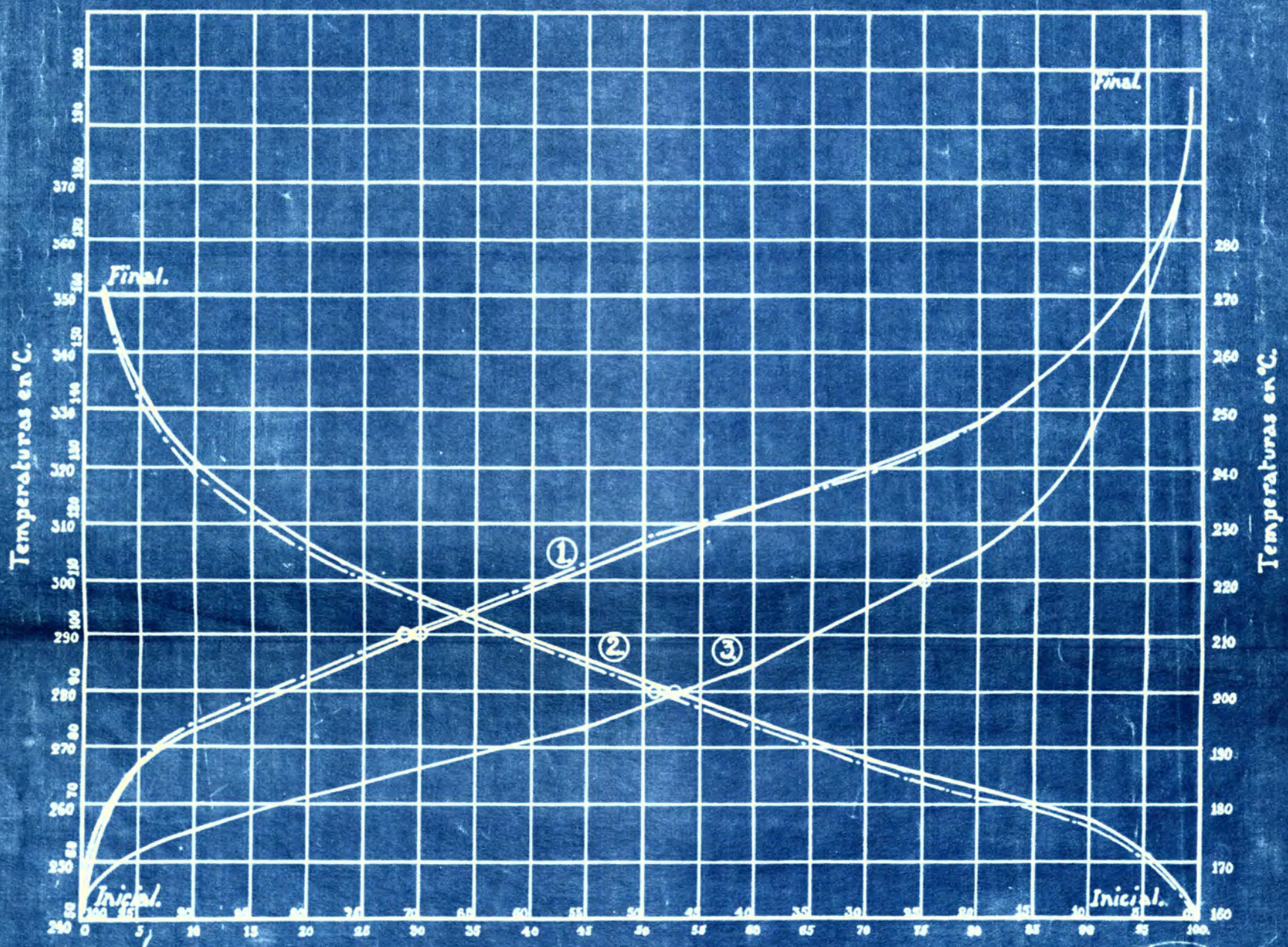
——— DESTILADO SIN REFINAR.
—·—·— " REFINADO.

① Gasolina con $d_1 = 0.7265$, $d_2 = 0.7260$ a 15.5 °C.

② Kerosina con $d_1 = 0.795$, $d_2 = 0.792$ a 15.5 °C.

③ Gasoil con $d = 0.841$ a 15.5 °C.

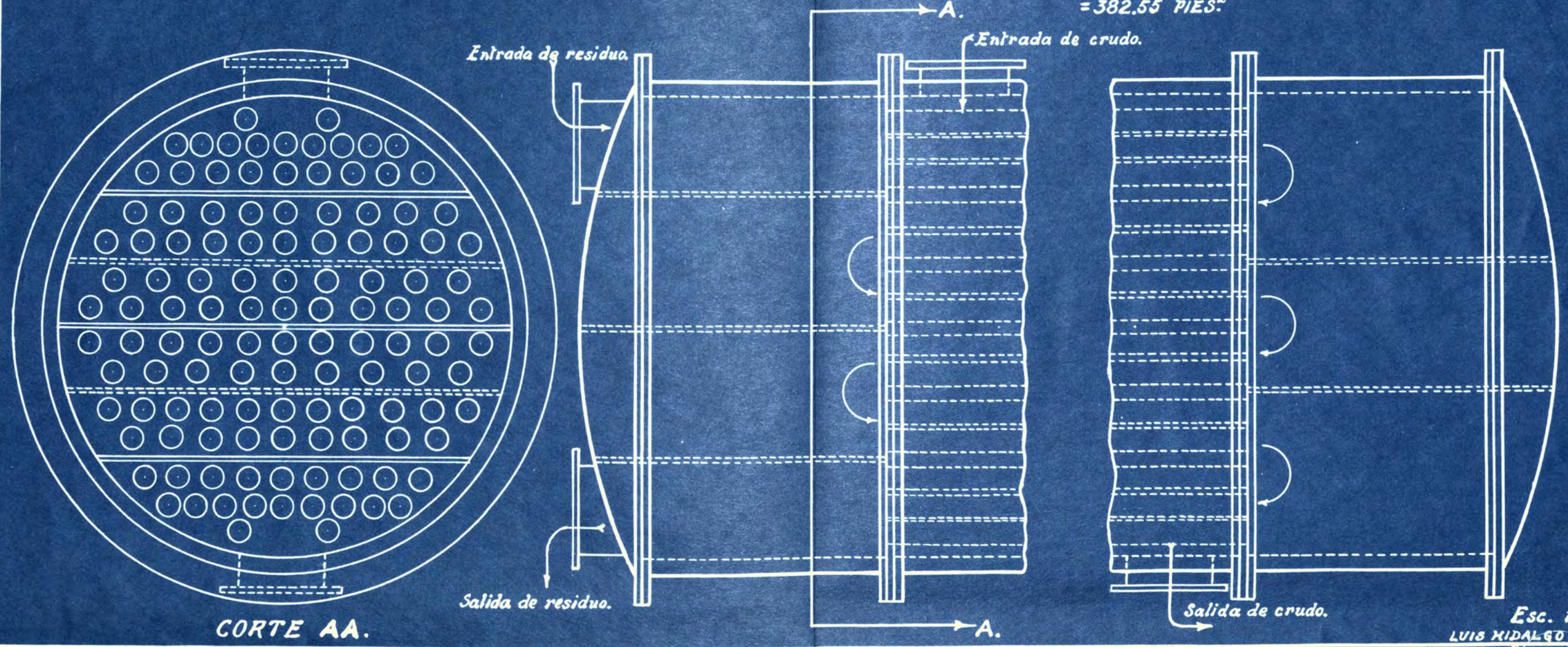
FIG. 3.



Tampico, dic. de 1929. Luis Hidalgo S. C.

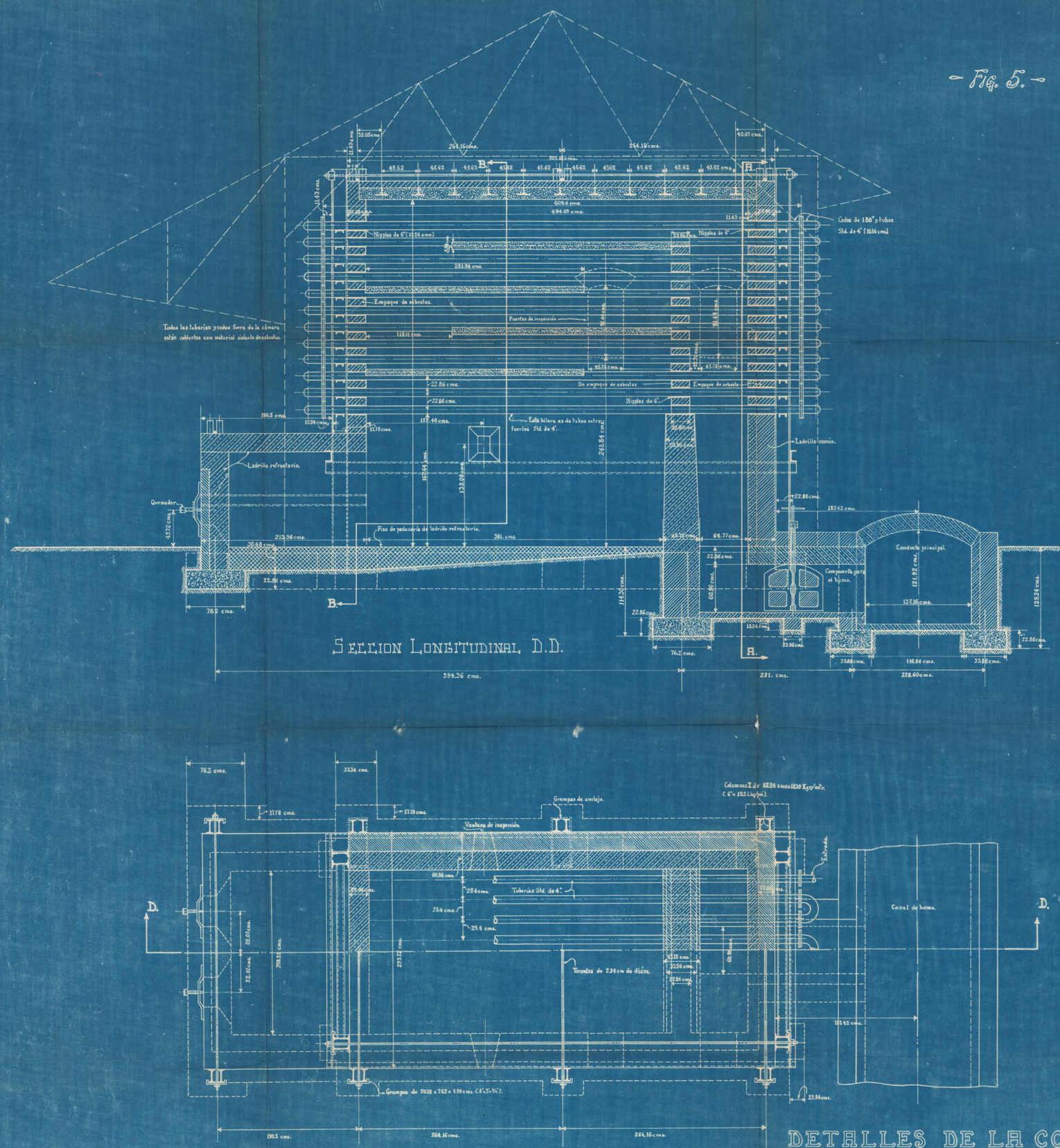
FIG. 4.- CAMBIADOR DE CALOR.

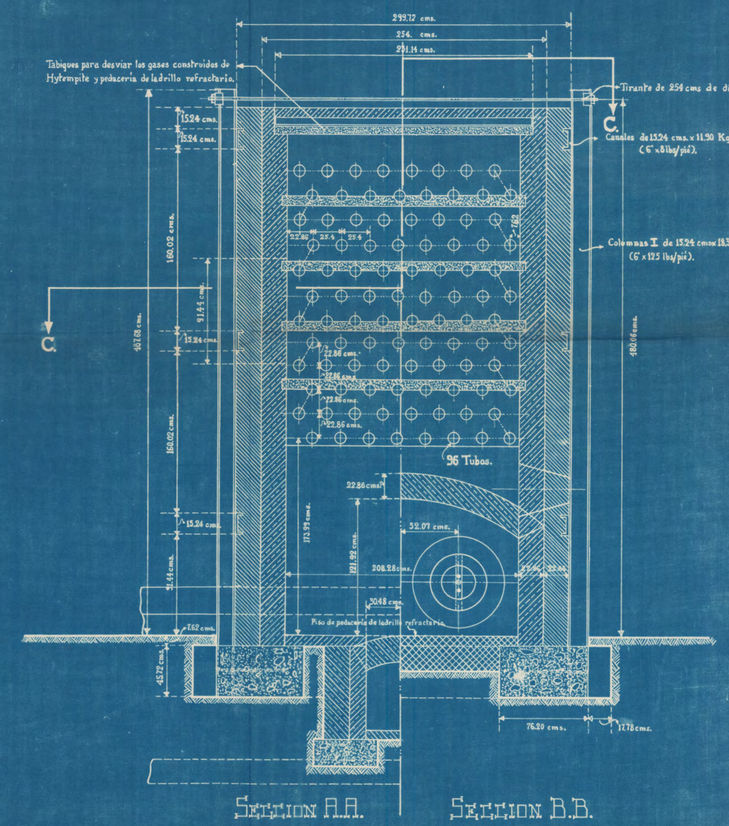
SUPERFICIE DE CAMBIO = 35.54 MTS.^{2}
= 382.55 PIES.^{2}

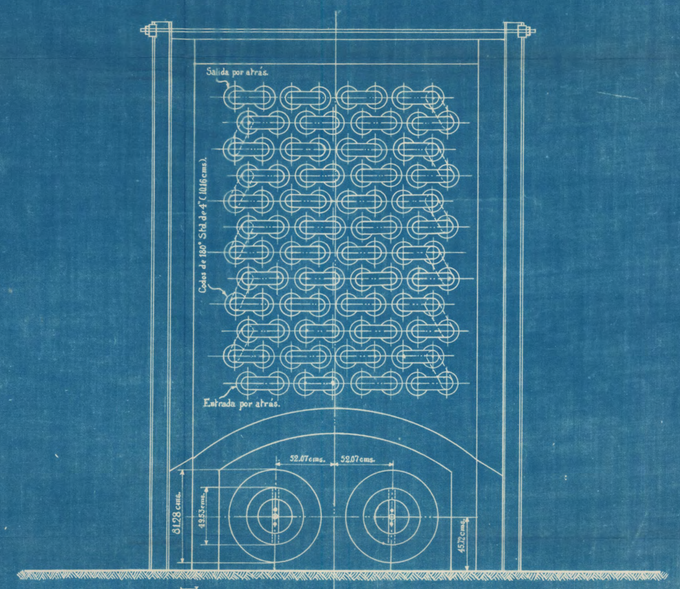


Esc. 1:10.

LUIS HIDALGO CASTRO.



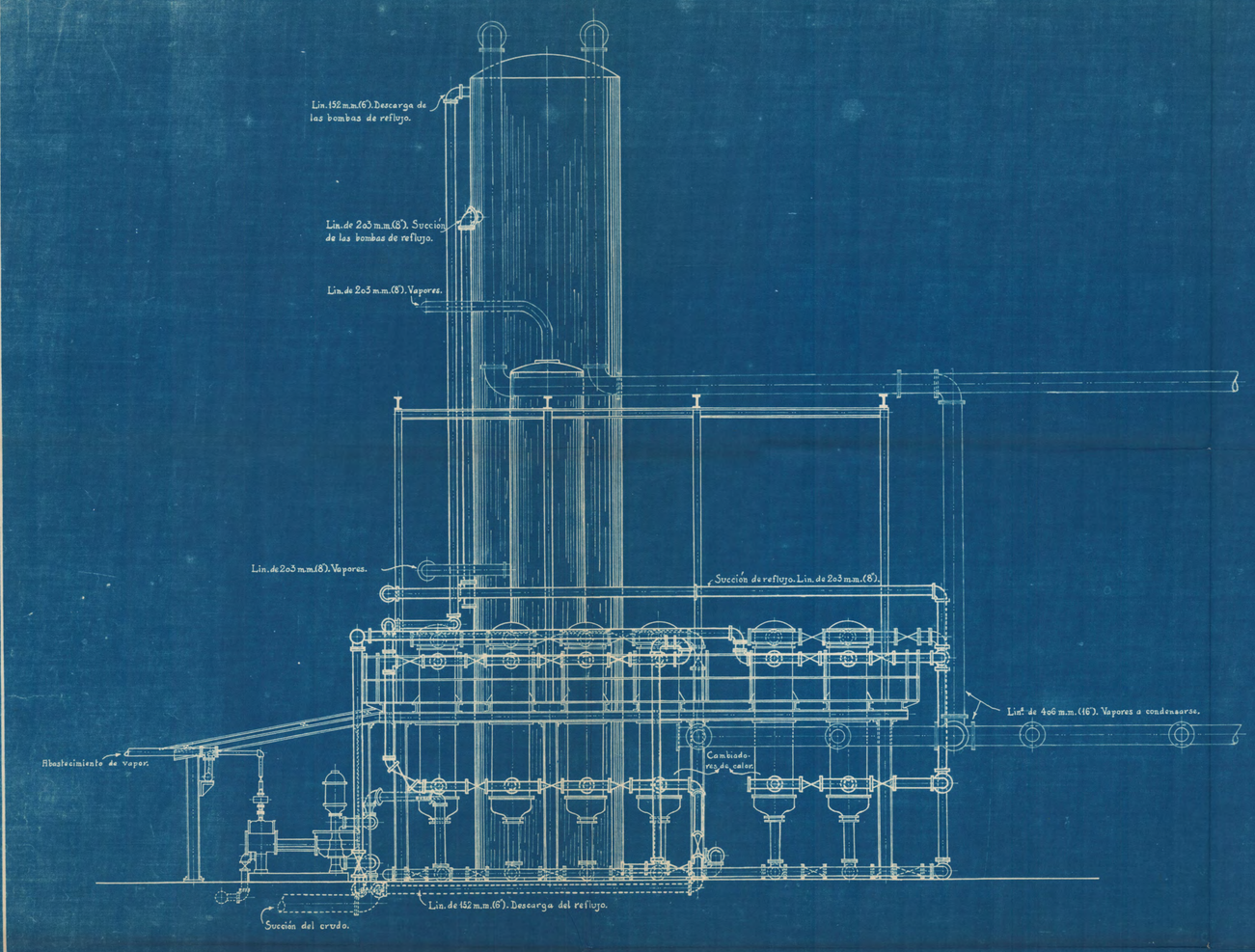


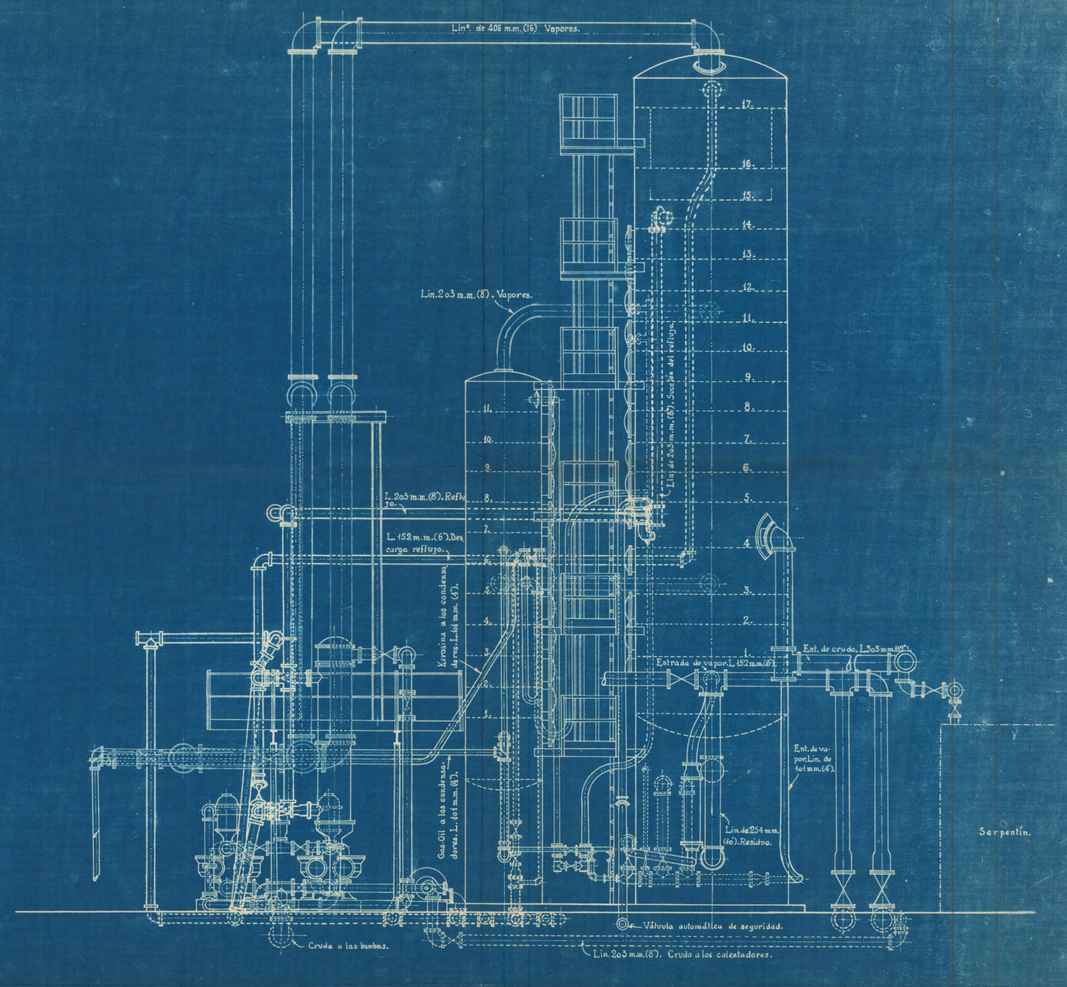


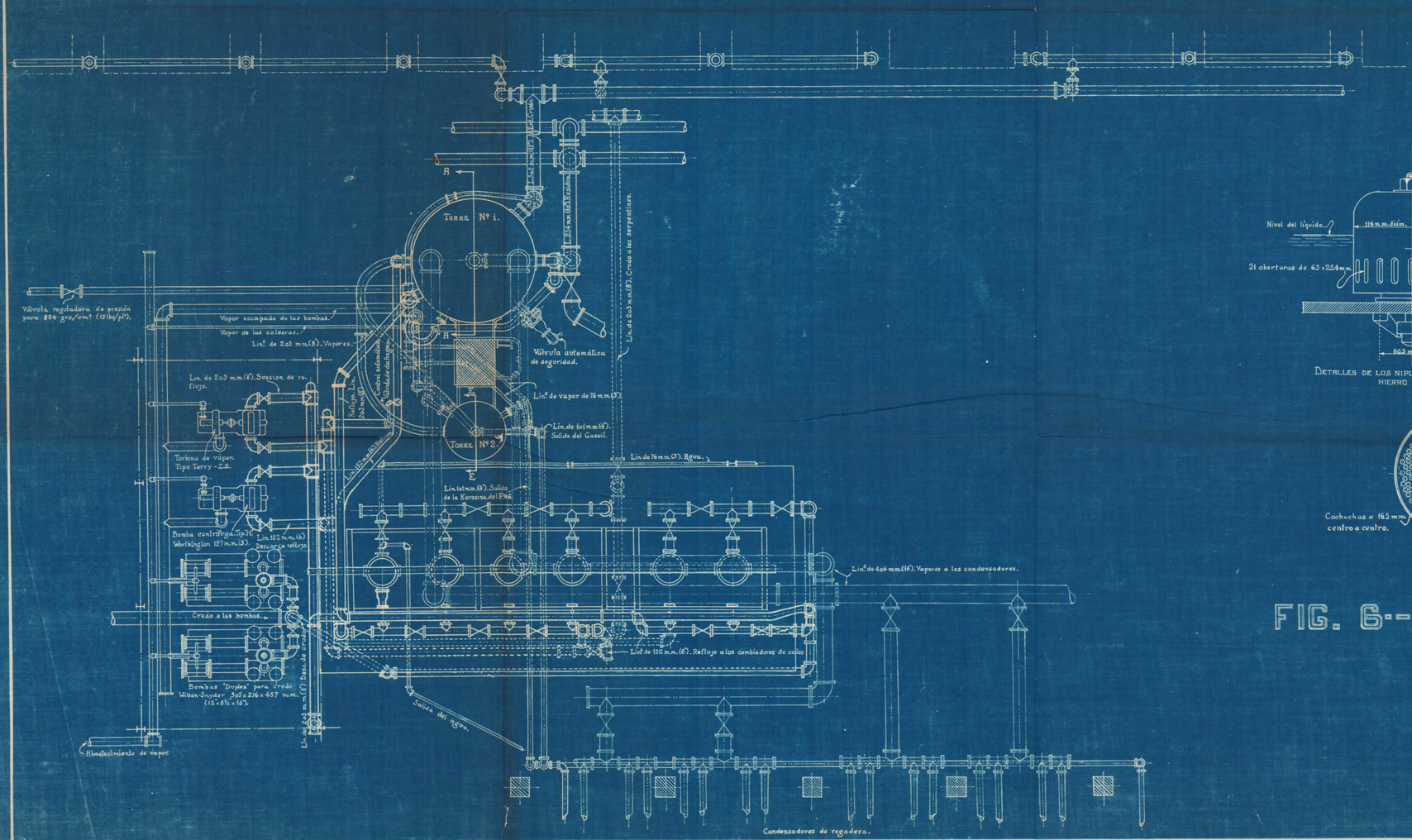
DETALLES DE LA CONSTRUCCION DE UN CALENTADOR DE ACEITE.
SUPERFICIE INTERIOR DE CALENTAMIENTO = 162.4 MTS² (1748 □').

Escala gráfica.

TAMPICO, DIC. de 1922. LUIS HIDALGO y C.







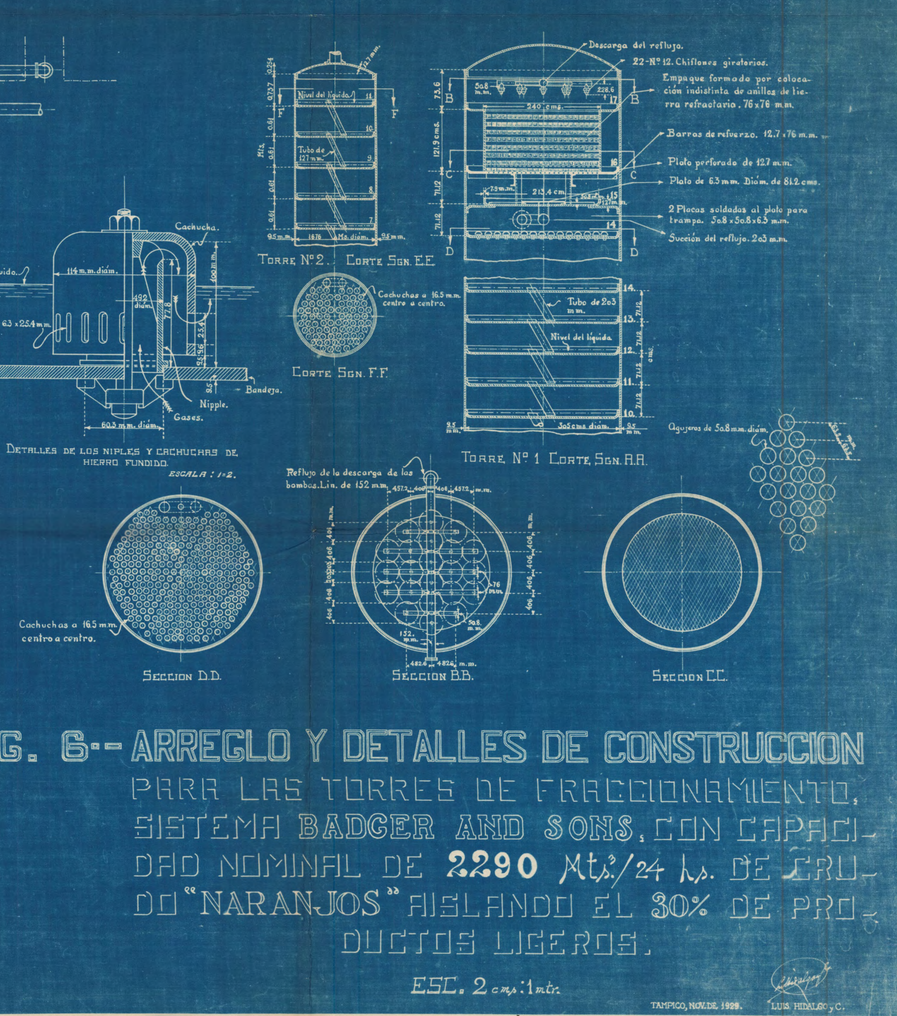
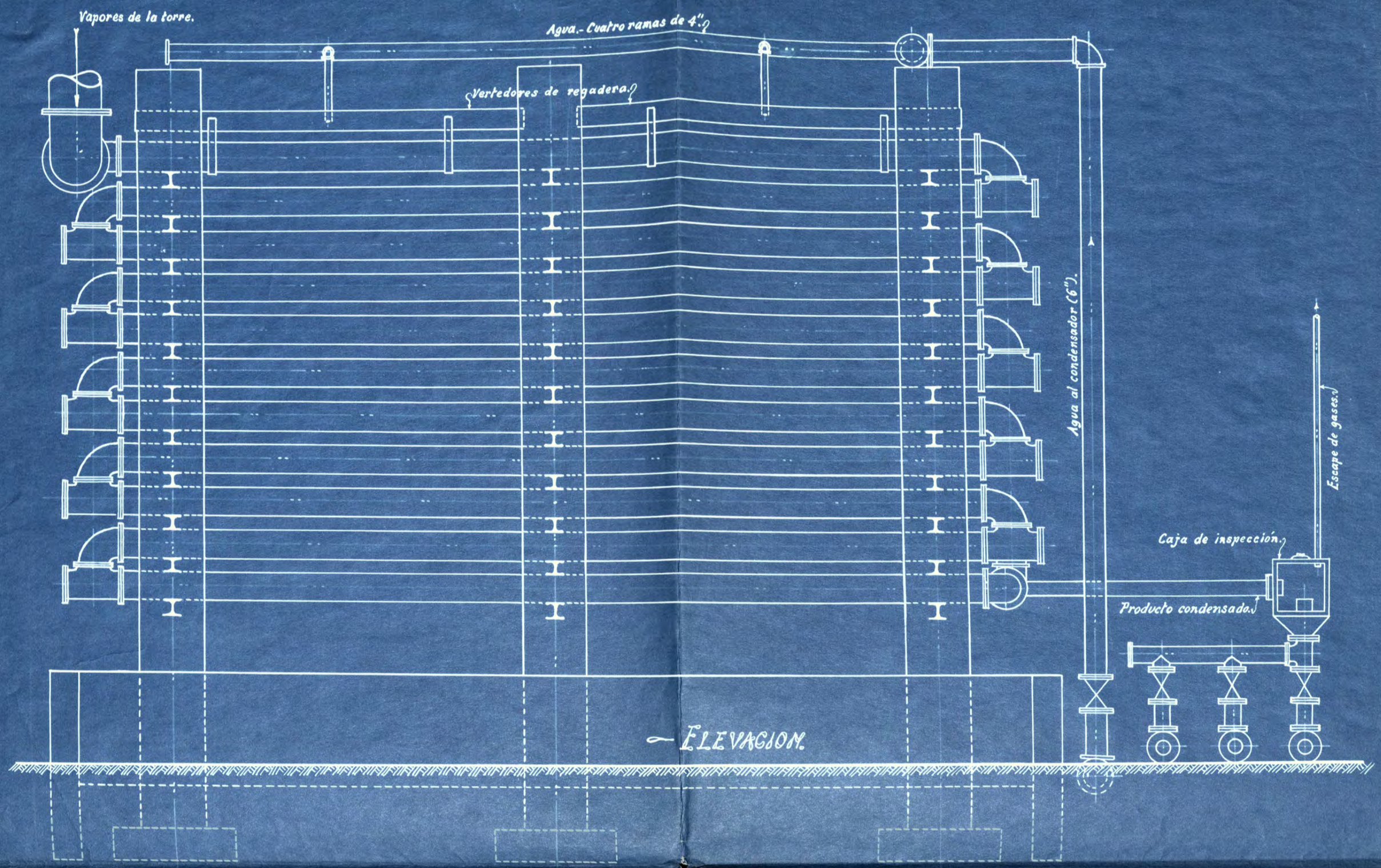


FIG. 6.- ARREGLO Y DETALLES DE CONSTRUCCION

PARA LAS TORRES DE FRACCIONAMIENTO, SISTEMA BADGER AND SONS, CON CAPACIDAD NOMINAL DE **2290** Mts³/24 hs. DE CRUDO "NARANJOS" AISLANDO EL 30% DE PRODUCTOS LIGEROS.

ESC. 2 cms : 1 mtr.

TAMPICO, NOV. DE 1929. LUIS HIDALGO, C.



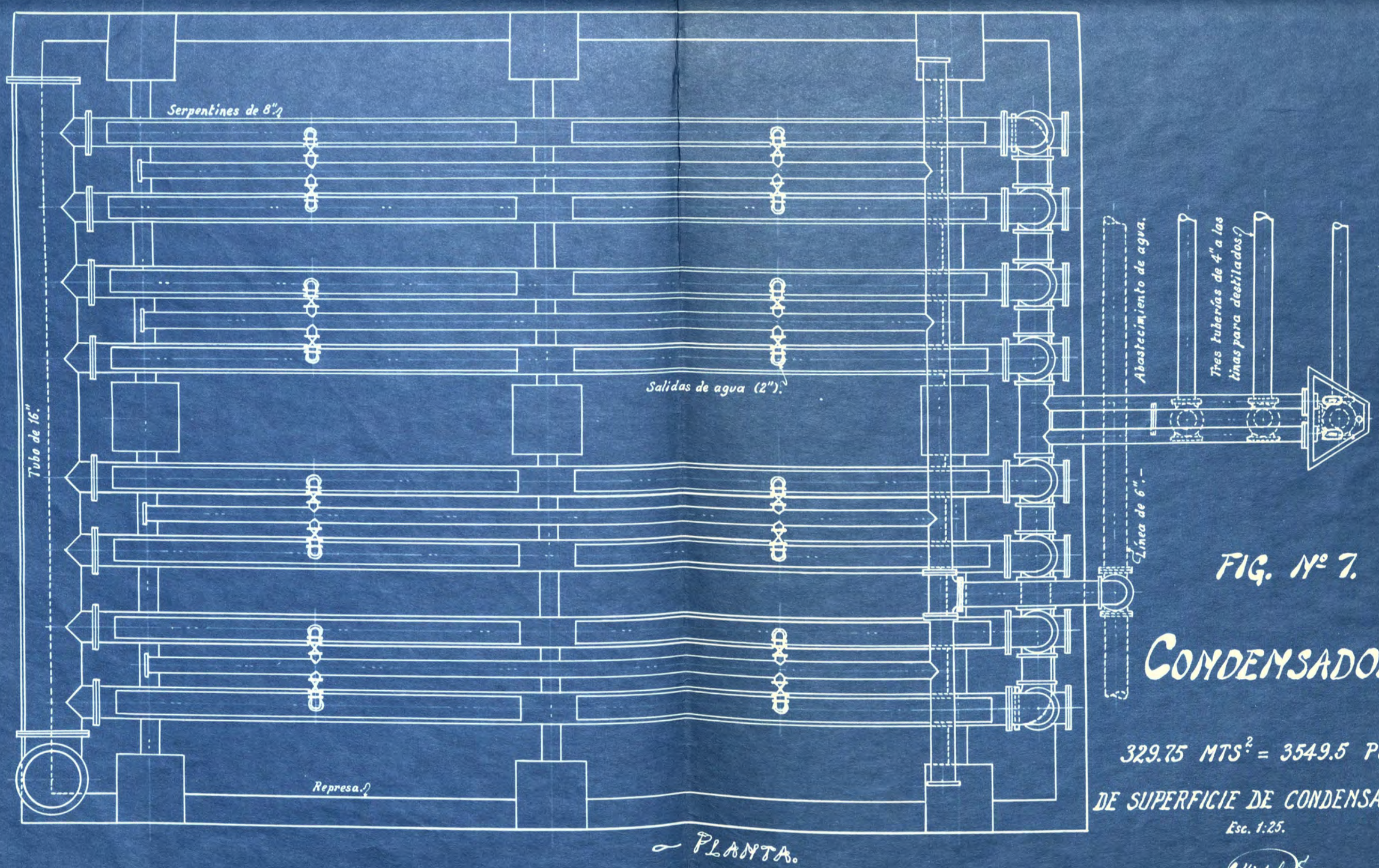


FIG. Nº 7.

CONDENSADOR.

329.75 MTS² = 3549.5 PIES²

DE SUPERFICIE DE CONDENSACION.

Esc. 1:25.

Luis Hidalgo y Castro

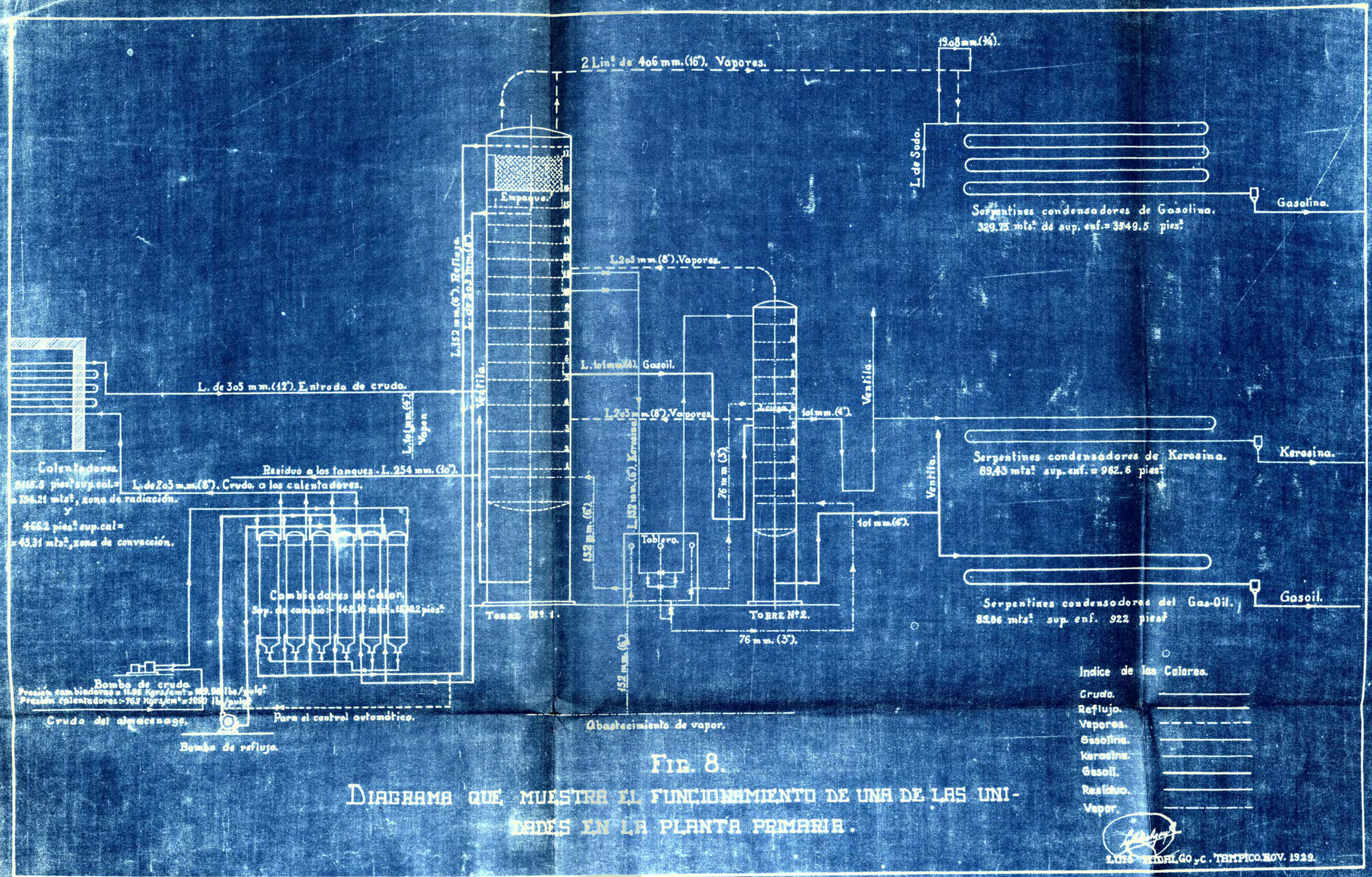
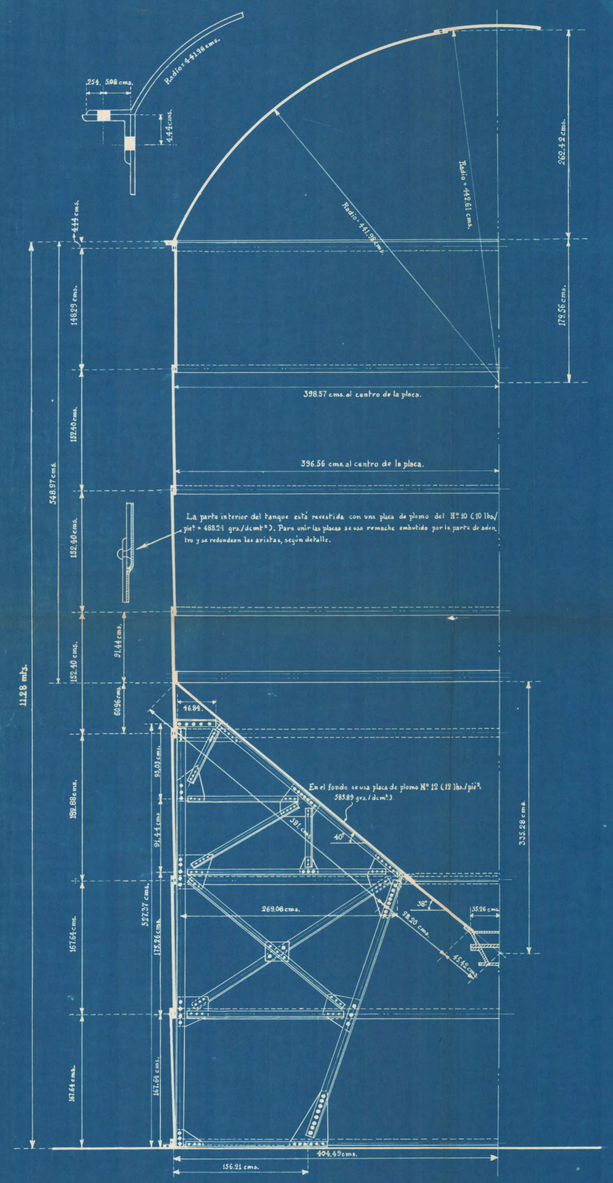
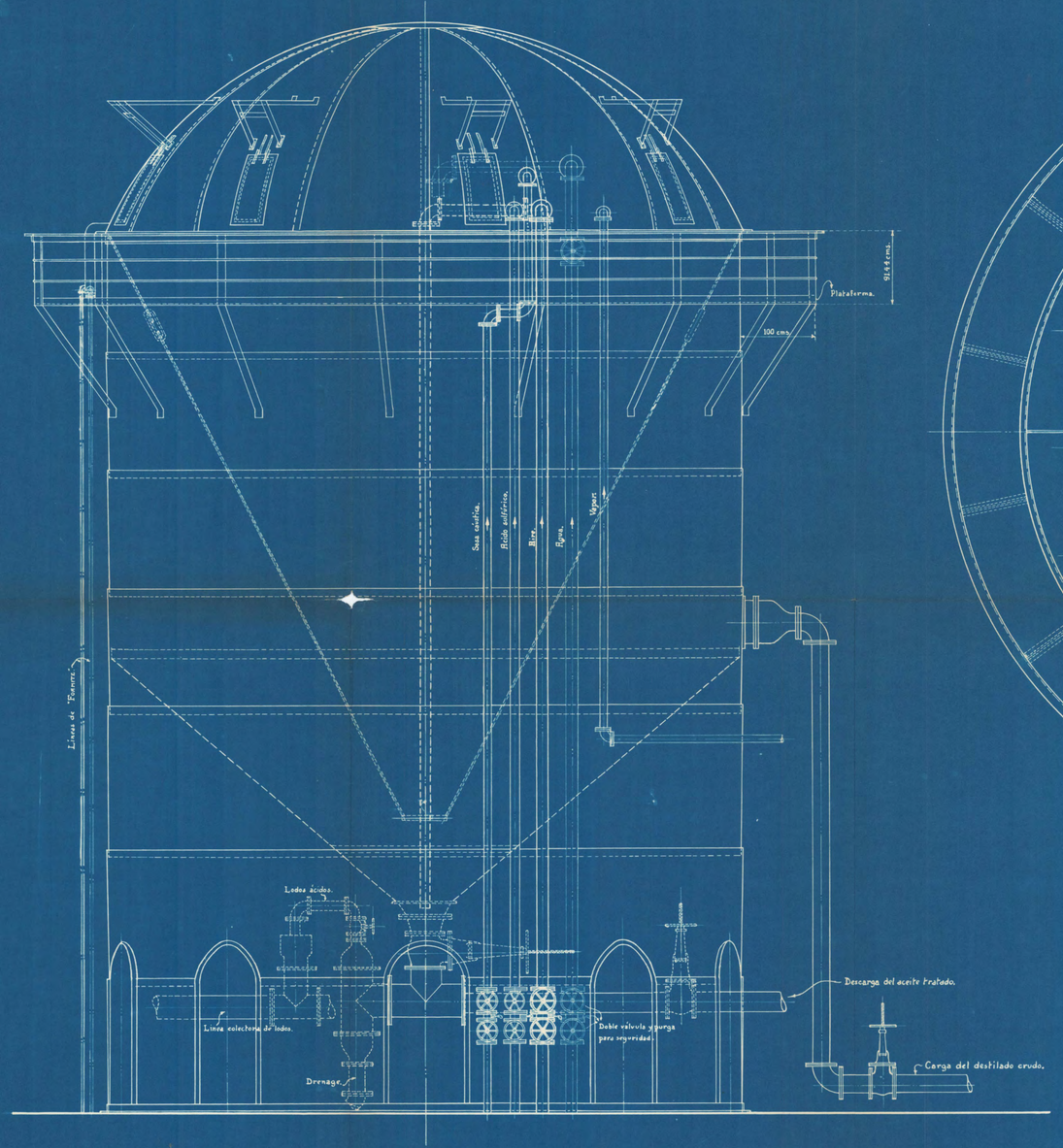


FIG. 8.

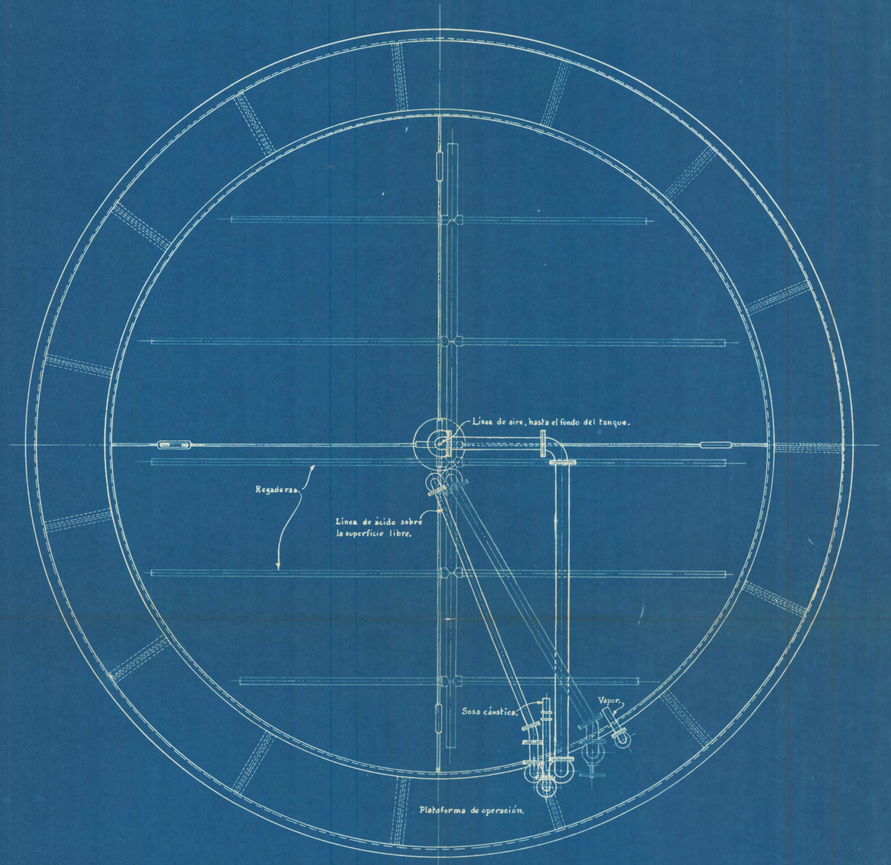
DIAGRAMA QUE MUESTRA EL FUNCIONAMIENTO DE UNA DE LAS UNIDADES EN LA PLANTA PRIMARIA.



CORTE VERTICAL.



ELEVACION.



VISTA SUPERIOR SIN CUBIERTA.

FIG. 9.

AGITADOR PARA TRATAMIENTO DE PRODUCTOS LIGEROS.

317.68 MTRS³ 8.08 MTS. DIAM 11.28 MTS. ALT.

Escala Gráfica.

TAMPICO, DIC. de 1929. LUIS HIDALGO C.

FECHA DE DEVOLUCION

El lector se obliga a devolver este libro antes del vencimiento de préstamo señalado por el último sello.