

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN



**CARACTERIZACION TERMICA DE UNA TORRE DE
DESTILACION DE MULTICOMPONENTES
DEL PETROLEO.**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:

JORGE CARMEN ALONSO ORDOÑEZ
Director de Tesis: HUMBERTO LARIOS VELARDE

MEXICO, D. F.

1982



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

PAG.

NOMENCLATURA

II.	RESUMEN	1
I.	INTRODUCCION	5
II.	GENERALIDADES	12
III.	DATOS OBTENIDOS EN EL LABORATORIO	18
IV.	OBTENCION DE GRAFICAS, DIAGRAMAS DE FASES Y PESOS MOLECULARES	21
V.	DESARROLLO DEL CALCULO.	51
VI.	DESARROLLO NUMERICO	64
VII.	CONCLUSIONES	80
	APENDICE	84
	BIBLIOGRAFIA.	95

NOMENCLATURA

(Las unidades se indican cuando sea necesario)

p.e.	peso específico
PVR	presión de vapor
TIE	temperatura inicial de ebullición
TFE	temperatura final de ebullición
% T°C	porcentaje que se obtiene a la temperatura indicada
C.F.	crudo frío
C.D.	crudo despuntado
ctk	centistock
SF	saybol furol
ASTM VABP	promedio del punto de ebullición volumétrico de la destilación ASTM
MABP	promedio medio del punto de ebullición
f	factor de corrección para obtener el MABP
P.M.	peso molecular
lb/B1	libras por barril de crudo
Bls/D	barriles de crudo por día
T	temperatura
p	presión parcial
P _T	presión total
C	carga
R	residuo
GOL	gasóleo ligero
KER	kerosina

TUR	turbosina
GAS	gasolina
COND	condensador
TQS	tanques
RLL	reflujo lateral ligero
RLP	reflujo lateral pesado
H_v	entalpia de fase vapor
H_l	entalpia de fase líquida
K	factor de caracterización UOP

R E S U M E N

El balance térmico es un término que se refiere a una forma especial de balance de calor o energía que se ha hecho general en todos los procesos térmicos en donde las variaciones en energía cinética, energía potencial y trabajo realizado son despreciables.

Para tales procesos, los llamados balances térmicos se aplican a procesos continuos a cualquier presión y a procesos discontinuos y presión constante.

La caracterización térmica que se efectuará, se aplicará a una torre de destilación ya diseñada, que procesa un crudo de mezclas multicomponentes.

La finalidad que se persigue en este trabajo es el recordar conceptos fundamentales de la Termodinámica y establecer criterios uniformes que a la vez permitan desarrollar un balance térmico de una columna de destilación, básicamente servirán para interpretar las condiciones de operación de una torre de destilación y poder efectuar los ajustes correspondientes a ciertas condiciones establecidas o deseadas.

Para la realización de dicha caracterización térmica - se deben tomar en cuenta los datos experimentales que se obtienen en el laboratorio, tales como destilación técnica del crudo y destilaciones ASTM de cada uno de los productos, para la obtención de dichos datos se hicieron varios muestreos a -

intervalos de 8 días.

De estos muestreos se selecciona una muestra, que por sus propiedades físicas se considerará la más aceptable.

Con los datos obtenidos en el laboratorio se construyen los diagramas de fases tanto del crudo como de cada uno de los productos, en los cuales se podrán interpretar las condiciones de operación de la torre. Una vez obtenidos los diagramas de fase, se determina el peso molecular de cada uno de los productos, así como del crudo que servirá para obtener las cantidades en masa y moles de cada uno de ellos y así poder realizar los cálculos del balance.

La destilación, en una torre de multicomponentes prácticamente equivale a varias torres binarias por lo cual así teniendo las cantidades se podrá desarrollar el balance térmico considerando tantos cortes de la torre como extracciones de productos se efectúen. Dichas extracciones se realizarán empezando por el fondo de la torre hasta llegar al domo de la misma.

También se obtendrá la capacidad de los condensadores, lo cual no quiere decir que se efectúe un diseño de los mismos, únicamente se obtiene su capacidad que interviene en el balance total de la torre.

Al terminar el balance total de la torre implicará que

el calor que entra y el calor que sale deben ser prácticamente iguales.

Con los resultados obtenidos se podrá visualizar las condiciones de operación y el funcionamiento de la torre y -- además si se observan los cortes que se tengan del crudo procesado y con los rendimientos obtenidos de dichos cortes, se obtendrá una mejor idea para llevar a cabo posibles cambios de operación en la torre.

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

La refinería "18 de Marzo" de Pemex en Azcapotzalco, - viene a ser un conjunto integrado de plantas de proceso que - se ubicó en el Distrito Federal con propósito de satisfacer - la demanda de energéticos de la zona metropolitana.

Esta refinería se fundó en 1933 y en el año de 1945 la creciente demanda de energéticos hizo necesario expansionar y modernizar las instalaciones, rodeadas de una zona urbana, como corresponde a nuestro caso, éste centro de refinación no - realizará expansiones en el futuro y mucho menos ahora que es tá en operación la refinería de Tula.

La refinería tiene en operación: dos plantas de destilación primaria, una planta que opera a alto vacío, una de desintegración catalítica, una reductora de viscosidad, una de polimerización catalítica, una planta productora de dodecil--benceno, una de alquilación, una planta de azufre y una fraccionadora de gases.

De las plantas de destilación primaria (atmosféricas) - se obtiene: gas seco, gasolina primaria, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado y residuo primario.

El gas seco es tratado en la planta de desintegración--catalítica. La gasolina primaria pasa a través de una serie - de procesos para su desulfuración y estabilización con la finalidad de quitarle los compuestos de azufre e hidrocarburos-

ligeros, como propano, butano, pentano e isobutano, y estos - hidrocarburos ligeros son enviados a la planta de gases para su fraccionamiento. Parte de la gasolina estabilizada se fracciona para obtener gas-nafta, gasolvente y gasolina incolora.

La turbosina obtenida en la destilación primaria se le da un tratamiento con el objeto de obtener un producto de una calidad muy especial, la cual se utiliza como combustible de los aviones tipo JET, y este tratamiento consiste en transformar los productos de azufre como R-S-H (mercaptanos) que son impurezas dañinas para la turbosina en R-S-S-R (disulfuro) -- que no dañan a la turbosina.

La kerosina obtenida en las plantas primarias, previa eliminación del agua y pintada de color violeta, se convierte en el producto comercial llamado petróleo diáfano.

El diesel (gasóleo ligero) también previa eliminación del agua y filtrado es entregado a la venta como combustible.

El gasóleo pesado es enviado como carga a la planta de desintegración catalítica.

El residuo primario es procesado como carga en la planta de destilación de alto vacío llamada preparadora de carga, la cual produce gasóleos ligero y pesado, que forman la carga de la planta de desintegración catalítica.

El residuo de la planta de alto vacío es procesado en-

la planta reductora de viscosidad pero como este proceso es -- una desintegración térmica, produce gas seco que se procesa -- en la planta catalítica, gasolina que es enviada a los procesos de desulfuración y estabilización y además produce su propio diluyente, lo cuál baja la viscosidad del residuo lo que -- significa esto un ahorro de diluyente tipo kerosina o diesel.-- El residuo que se obtiene de esta planta reductora de viscosidad se conoce como combustóleo.

La planta de desintegración catalítica produce: gas -- seco que se utiliza como combustible, gas amargo rico en H₂S- (ácido sulfhídrico) que se manda como carga a la planta de -- azufre para obtener azufre, propano-propileno que es la materia prima ó carga a la planta de polimerización catalítica, -- butano-butileno que es enviado a la planta de alquilación como carga, gasolina catalítica que después de ser tratada y es -- tabilizada sirve de base para preparar la gasolina nova y extra, nafta pesada catalítica que se utiliza como diesel y diluyente del combustóleo, aceite cíclico ligero que se utiliza -- como diluyente del combustóleo y residuo catalítico que se envía como combustóleo.

La planta de polimerización catalítica que procesa el -- propano-propileno produce gas que se envía a venta como gas-LPG, gasolina directa para venta y produce además el produc-

to petroquímico llamado tetrámero enviado a la planta de dodecibenceno.

La planta de dodecibenceno procesa el tetrámero mezclado con benceno y HF (ácido fluorhídrico) como catalizador para producir: alquilado ligero para gasolina, el producto principal que es el dodecibenceno, el cual sale a venta como materia prima base para los detergentes y además un producto a venta llamado alquilado pesado.

La planta de alquilación procesa el butano-butileno mezclado con iso-butano y HF (ácido fluorhídrico) como catalizador y en la cual se produce: propano, butano y pentano que se procesa en la planta fraccionadora de gases e iso-octano conocido como alquilado ligero que es un producto importante, pues viene a ser base para preparar gasaviones y gasolina extra por su alto índice de octano.

Por lo que se refiere a las plantas de destilación primaria, inicialmente estaban diseñadas para obtener gasolina, kerosina, gasóleo ligero y pesado; pero con el avance tecnológico sobre aviación se requirió la extracción de un nuevo producto llamado turbosina que sería el combustible que usaría este nuevo tipo de avión, por lo tanto se hicieron ajustes a las plantas primarias para obtener este nuevo producto, lo cual propició que en las plantas primarias se disminuyera la-

extracción de gasóleo pesado aproximadamente de 0.3% a 1% del crudo alimentado a la torre principal.

Todos los productos que se extraen en la torre, se mandan a procesos diversos de conversión para obtener de ellos - productos más valiosos y estos se someterán a tratamientos para eliminar las impurezas que los hacen impropios para su empleo comercial.

Además todos los productos tienen propiedades físicas y químicas bien definidas que permiten saber si se está llevando a cabo una buena separación en cada una de las plantas y procesos.

Entre las propiedades más importantes se encuentran:

Peso específico	Color
Flash ó temperatura de inflamación	Agua y sedimento
Destilación ASTM	Prueba "doctor"
Viscosidad	Presión de vapor
Corrosión	Acidez
Temperatura de congelación	Tem.de ablandamiento

El crudo que se procesa actualmente en la refinería es una mezcla de crudos de los campos de Poza Rica y de los descubiertos en el sureste del país. Esta nueva mezcla de crudo al analizarse se comprobó que contenía una elevada producción de hidrocarburos ligeros (como gasolina) y que comparado con-

el crudo que se recibía anteriormente, este aumento de ligeros se manifestó con un aumento de 4.2 a 7% en la presión de vapor del crudo.

Entonces debido al aumento de estos hidrocarburos ligeros en el crudo, vino a provocar inundaciones (por su alta presión de vapor que contiene el crudo) varias veces en el domo de la torre principal, por lo cual se pensó que el fraccionamiento en la torre se estaba llevando en forma errónea y además se consideró también que era problema de calentamiento en la alimentación por lo que se hicieron los ajustes necesarios con los reflujo laterales provocando con estos una disminución del reflujo interno en la sección donde se inyectan (esto fué, bajando las temperaturas).

Por todo lo expuesto anteriormente se llegó a la conclusión de realizar el siguiente balance térmico a la torre principal No. 2, para determinar las condiciones de operación y en base a éstas poder obtener una mejor separación.

GENERALIDADES

El crudo de alimentación antes de procesarlo en la torre principal es llevado a través de un sistema de calentamiento, la temperatura se incrementa de 18.5°C a 122°C , después se le hace un desalado y posteriormente se aumenta la temperatura (192°C). Este crudo desalado y parcialmente vaporizado entra a las torres de despunte en donde se desprenden los hidrocarburos más ligeros y el crudo despuntado en los fondos aumenta aún más su temperatura hasta llegar aproximadamente a 345°C por medio de calentadores y de esta forma entra a la torre atmosférica denominada TORRE PRINCIPAL.

En vista de que en esta refinería se cuenta con 2 plantas de destilación primaria y ambas antes del fraccionamiento del crudo tienen un despunte previo, los análisis y balances se efectúan sobre la corriente de CRUDO DESPUNTADO con objeto de que el estudio sea representativo de las condiciones normales.

Para un estudio detallado de una columna de destilación existen 2 tipos de balances: el térmico y el hidráulico. Por lo que se refiere a este trabajo únicamente se tratara sobre el balance térmico ya que el balance hidráulico proporcionará las alternativas que se presentan al mover los reflujo-intermedios.

Los principios fundamentales que se aplicarán son dos:

1º.- LEY DE CONSERVACION DE MASA

$$\text{Entradas} - \text{Salidas} = 0$$

2º.- PRIMERA LEY DE LA TERMODINAMICA

$$\Delta E = Q - W$$

$$\Delta E = \Delta U + \Delta E_c + \Delta E_p$$

$$W = W' + W''$$

W' = trabajo de flecha

W'' = trabajo debido a la ΔPV

Por lo que la Primera ley de la Termodinámica queda de la siguiente manera:

$$\Delta U + \Delta E_c + \Delta E_p + \Delta PV = Q - W'$$

En donde:

$$\Delta U + \Delta PV = \Delta(U+PV) = \Delta H$$

Entonces la ecuación se reduce a

$$\Delta H + \Delta E_c + \Delta E_p = Q - W'$$

Donde: ΔH = Cambio de entalpia

ΔE_c = Cambio de energía cinética

ΔE_p = Cambio de energía potencial

Q = Calor

En la realización de los cálculos el cambio de energía cinética y potencial se consideran despreciables, y además como no se tiene trabajo de flecha la ecuación se reduce a:

$$\Delta H = Q$$

Cuando en una torre de destilación existe un cambio de composición en la carga, las condiciones de operación generalmente varían, por lo que se deben conocer los efectos y correlaciones de las variables para ajustar correctamente la operación.

Para realizar el balance se consideran tantos cortes - de la torre como extracciones de productos se efectúen.

Ya que la presión y la temperatura varían en relación directa, en los diagramas de fases que posteriormente se construirán, se verá directamente la correlación de estas variables.

Otro factor que interviene en la destilación primaria - el vapor de agotamiento, el cual en el desarrollo del balance térmico se notará su efecto dentro del proceso.

Siendo la destilación uno de los procesos de purificación o concentración de productos, la calidad requerida de éstos determinará las condiciones de operación; mientras más difícil sea su separación estas condiciones serán más drásticas generalmente.

CARACTERISTICAS DEL CRUDO

El crudo que se procesa en las plantas primarias generalmente es de composición variable, lo cual ocasiona constantes cambios en el proceso que deben ser amortiguados mediante

los ajustes precisos oportunamente.

De acuerdo con las características del crudo dependerán los rendimientos de los productos, así como las características de la planta donde se efectuó la destilación.

Generalmente el rango de peso específico de los crudos que llega a la refinería varía entre 0.870 a 0.850, la composición en hidrocarburos ligeros varía según el peso específico a mayor peso específico menor composición en hidrocarburos ligeros y a menor peso específico mayor composición en hidrocarburos ligeros.

Considerando las variaciones de composición del crudo se procedió a tomar muestras en varias ocasiones procurando tener el mayor rango de peso específico y se determinaron sus rendimientos de los productos, con 5 muestras fué suficiente.

En la tabla que se anexa más adelante se puede ver los cambios de rendimiento en los productos según sea su peso específico.

DATOS REQUERIDOS

Para determinar los rendimientos de los productos en el crudo se requiere una destilación TBP (puntos de ebullición verdaderos) se llevaron a cabo destilaciones técnicas al crudo despuntado (destilaciones de regular eficiencia), con este tipo de destilaciones se obtienen datos mas reales de la

operación de la planta, que a diferencia si se utilizará un equipo de destilación Hyper-Cal se obtendrían datos de una destilación con alta eficiencia, pero que debido a la actual operación de la planta serían datos que se desvian considerablemente, además, con objeto de comparar resultados se corrieron destilaciones Hempel (método de destilación que se utiliza para determinar un crudo a nivel laboratorio) a las mismas muestras notándose cierta desviación con respecto a la destilación técnica.

A cada uno de los cortes obtenidos en la destilación técnica se le hizo una destilación ASTM-D-86 (método de destilación que se utiliza para determinar los diferentes puntos de ebullición de un producto) y además se realizaron otras pruebas físicas para determinar si estaban dentro de especificaciones y así como obtener los pesos específicos que se requieren como datos.

A continuación, en forma de tabla se expresan los resultados obtenidos de las destilaciones Hempel del crudo de carga y crudo despuntado, con objeto de compararlas y tener una idea del cambio que ocurre con el despunte.

En seguida se encuentran los datos correspondientes a los cortes obtenidos en las destilaciones técnicas.

Los resultados de las destilaciones técnicas se encuentran tabulados y gráficos posteriormente.

DATOS OBTENIDOS EN EL LABORATORIO

CARACTERISTICA DE CRUDO FRIO Y DESPUNTADO (DESTILACION HEMPEL A 590 m m Hg).

Muestra	1		2		3		4		5	
	CF	CD	CF	CD	CF	CD	CF	CD	CF	CD
p.e.	0.850	0.870	0.861	0.879	0.859	0.878	0.857	0.878	0.869	0.885
PVR(1b)	6.5	1.7	5.3	1.3	5.6	1.4	6.1	1.5	5.0	0.8
TIE°C	20.0	34.0	30.0	58.0	29.0	56.0	21.0	34.0	30.0	58.0
% 175°C	28.4	18.5	23.6	14.6	24.0	17.0	27.3	18.0	22.0	13.4
% 185°C	29.9	21.4	26.0	19.0	26.0	18.7	28.6	20.0	23.7	18.5
% 205°C	34.3	24.0	30.0	23.3	28.6	20.6	33.0	23.5	27.5	24.7
% 285 %	50.8	43.0	44.6	40.0	45.0	39.0	50.2	42.6	43.5	40.1
% 300 %	54.7	49.1	47.6	44.0	48.0	42.6	53.6	48.0	46.5	43.5

CARACTERISTICAS DE PRODUCTOS DE DESTILACION TECNICA

	Gasolina	Turbosina	Kerosina	Gasóleo	Residuo
RENDIMIENTO %	14.5	9.0	10.1	19.4	47.0
p.e. 20/4°C	0.736	0.791	0.820	0.855	0.960
Temp. Cong. °C	<-60	-54	-26	-2	13
Flash °C	< 0	47	74	98	178
Viscosidad	0.711 ctk	1.96 ctk	4.22 ctk	SF 46"	SF 300"
	a 0°C	a 0°C	a 0°C	a 100°F	a 100°F

NOTA: La extracción de gasóleo pesado es del orden de 0.3 % por lo tanto no se consideró en el balance térmico.

	DESTILACION	ASTM	D-86	A 590 mm Hg.
TIE °C	55	148	192	235
10 %	83	162	205	252
30 %	104	174	216	271
50 %	119	182	227	288
70 %	133	196	242	305
90 %	150	218	270	329
TFE	183	258	317	358

OBTENCION DE GRAFICAS,
DIAGRAMAS DE FASES Y
PESOS MOLECULARES

CURVAS DE DESTILACION Y DIAGRAMAS DE FASES

Para el balance térmico que se efectuó se tomaron como base los resultados experimentales obtenidos de la muestra -- # 4, se toma la muestra # 4 porque es la que presenta las proiedades más comunes de los crudos que se procesan en la refinería.

De esta muestra se construirán las gráficas correspondientes que servirán como explicación de la secuencia y forma de construirlas y al mismo tiempo para la resolución del ba-- lance térmico.

La figura 1 es una carta para la construcción de los - diagramas de fases, tanto para el crudo como para cada uno de los productos, todas las figuras estan al final en el apéndice.

Para la construcción de los diagramas de fases son necesarios varios factores, y para obtener estos factores se -- tiene que hacer transformaciones de destilaciones TBP y ASTM-- a destilaciones EFV cuya obtención se explicará cuando sea necesario. EFV.- equilibrio de vaporización flash. A continua-- ción se explica el procedimiento a seguir para la construc--- ción de los diagramas de fases.

Primeramente se hace la transformación de la destila-- ción técnica (TBP) del crudo despuntado a destilación ASTM. -

Con las figuras 2 y 3 en donde se localizan los puntos de ebullición de la destilación ASTM a partir de la destilación TBP.

El procedimiento a seguir es el siguiente: se tienen los puntos de la destilación TBP al 0, 10, 30, 50, 70 y 90% (éste último extrapolando) de volumen destilado con sus respectivas temperaturas de ebullición, para las cuales se obtienen las diferencias de temperaturas en °F entre los puntos, y con la figura 3 se obtienen las diferencias de temperaturas en °F de la destilación ASTM. Ahora se localiza la temperatura de ebullición al 50% de la destilación ASTM a base de tanteos en la figura 2. Esto último se hace suponiendo una temperatura de destilación ASTM al 50% (será menor al dato que se tiene de la destilación TBP), con lo cual se obtiene un incremento de temperatura, éste incremento se sumará al valor supuesto y si la suma es igual al valor que se tiene al 50% de la destilación TBP, entonces el valor supuesto será la temperatura al 50% de la destilación ASTM.

Con la temperatura al 50% de volumen destilado de la destilación ASTM y las diferencias de temperaturas de ebullición de la destilación ASTM obtenidas de la figura 3, se obtienen los puntos de ebullición al 0, 10, 30, 70 y 90% de volumen destilado de la destilación ASTM. Esto se lleva a cabo de la siguiente manera: para obtener los puntos de ebullición

menores al 50% de la destilación ASTM se le resta la correspondiente diferencia de temperatura y para puntos de ebullición mayores al 50% se le suma la correspondiente diferencia de temperatura de la destilación ASTM.

En seguida se hacen las transformaciones de las destilaciones ASTM de los productos a destilaciones TBP. Con las figuras 2 y 3 en donde se localizan los puntos de ebullición de la destilación TBP a partir de la destilación ASTM.

El procedimiento a seguir es el siguiente: se tienen los puntos de la destilación ASTM al 0, 10, 30, 50, 70, 90 y 100% de volumen destilado con sus respectivas temperaturas de ebullición, para las cuales se obtienen las diferencias de temperaturas en °F entre los puntos, y con la figura 3 se obtienen las diferencias de temperatura en °F de la destilación TBP. Ahora se localiza la temperatura de ebullición al 50% de la destilación TBP en la figura 2. Esto último se hace de la siguiente manera: con la temperatura al 50% de la destilación ASTM se obtiene un incremento de temperatura, éste incremento se suma a la temperatura al 50% de la destilación ASTM y se obtiene directamente la temperatura al 50% de la destilación TBP.

Ahora para obtener los puntos de ebullición al 0, 10, 30, 70, 90 y 100% de volumen destilado de la destilación TBP,

para puntos de ebullición menores al 50% se le resta la correspondiente diferencia de temperatura y para puntos de ebullición mayores al 50% se le suma la correspondiente diferencia de temperatura.

Después se gráficas las curvas de destilación TBP del crudo y de los productos para determinar incongruencias y verificar los porcentajes, así como los traslapes existentes.

A continuación se hace la transformación de la destilación técnica (TBP) del crudo despuntado a destilación EFV. -- Con las figuras 4 y 5 en donde se localizan los puntos de ebullición de la destilación EFV a partir de la destilación TBP.

El procedimiento a seguir es el siguiente: se tienen los puntos de la destilación TBP al 0, 10, 30, 50, 70 y 90% de volumen destilado con sus respectivas temperaturas de ebullición, para las cuales se obtienen las diferencias de temperatura en °F entre los puntos y con la figura 5 se obtienen las diferencias de temperatura en °F de la destilación EFV. -- Ahora se localiza la temperatura de ebullición al 50% de la destilación EFV en la figura 4. Esto último se hace de la siguiente manera: con la temperatura al 50% de la destilación TBP y la diferencia de temperatura entre los puntos de 30 y 10% de la destilación TBP, se obtiene un valor (positivo o negativo) en el eje de las ordenadas (Y) de la figura 4 y éste-

Se sumará al valor de temperatura de ebullición al 50% de la destilación TBP y se obtiene directamente la temperatura al 50% de la destilación EFV.

Ahora para obtener los puntos de ebullición al 0, 10, 30, 70 y 90% de volumen destilado de la destilación EFV, se hace en idéntica forma de como se hizo para la destilación -- ASTM.

En seguida se hacen las transformaciones de las destilaciones ASTM de los productos a destilaciones EFV. Con las figuras 6 y 7 en donde se localizan los puntos de ebullición de la destilación EFV a partir de la destilación ASTM y en este caso el procedimiento es el mismo que se describió anteriormente.

DIAGRAMAS DE FASES DEL CRUDO DESPUNTADO Y DE LOS PRODUCTOS

Para la construcción del diagrama de fases del crudo despuntado y de los productos se lleva a cabo el mismo procedimiento para todos y cada uno de ellos.

Una vez obtenidas las transformaciones a destilaciones EFV y ASTM para el crudo despuntado, en la figura 1 se obtendrá el factor ASTM VABP que es el promedio del punto de ebullición volumetrico de la destilación ASTM y esto se hace realizando un promedio entre los puntos de ebullición del 10 al-

90% de volumen destilado. En seguida se calcula la pendiente entre el 10 y 90% de volumen destilado y se hace considerando que al graficar temperatura v.s.% de volumen destilado se obtiene una curva de tal forma que los puntos entre el 10 y 90% de volumen destilado representan una recta. Este valor que se obtiene es la pendiente de 10 a 90% de volumen destilado para después obtener la relación:

$$\text{Relación} = \text{ASTM VABP} / (\text{pendiente de 10 a 90\%} + 16)$$

Para ubicar el punto de inicio en la figura 1 (carta para la construcción de los diagramas de fases) se toma el dato de ASTM VABP el cual se localiza en la parte inferior derecha que tiene una escala (de derecha a izquierda) de 100 a 900°F. Una vez localizado se sube verticalmente hasta llegar al parámetro de las líneas de gravedad en grados API, para que posteriormente se proyecte horizontalmente hasta encontrar el parámetro de la pendiente y en esta intersección se sube verticalmente hasta encontrar el valor de la relación, que se fijará y será el punto focal para que después se tracen las líneas de temperatura de ebullición de la destilación EFV, que se localizan en el eje de las abscisas (X) con una escala en °F de izquierda a derecha. Estos puntos de ebullición se ubican a la presión que se esté operando la planta, para este caso es atmosférica (590 mm Hg en Azcapotzalco); y-

que se localiza en el eje de las ordenadas (Y).

Los grados API se obtienen mediante la formula:

$$^{\circ}\text{API} = (141.5 / \text{p.e.}) - 131.5$$

Con los diagramas de fases se determina la temperatura de la zona de vaporización de la torre, así como de las extracciones laterales y del domo de la torre, ya que se encuentran en éstos diagramas el % vaporizado en función de la temperatura y de la presión parcial.

Además con el ASTM VABP se obtiene el MABP (promedio medio del punto de ebullición) el cual es un parámetro que -- junto con la gravedad expresada en grados API de cada uno de los productos permite encontrar el peso molecular correspondiente, con las figuras 8 y 9.

A continuación se encuentran las gráficas y tablas que se han mencionado, tanto las que se obtuvieron de los datos -- experimentales como las copias que se obtuvieron de la Literatura y que se explican en este caso.

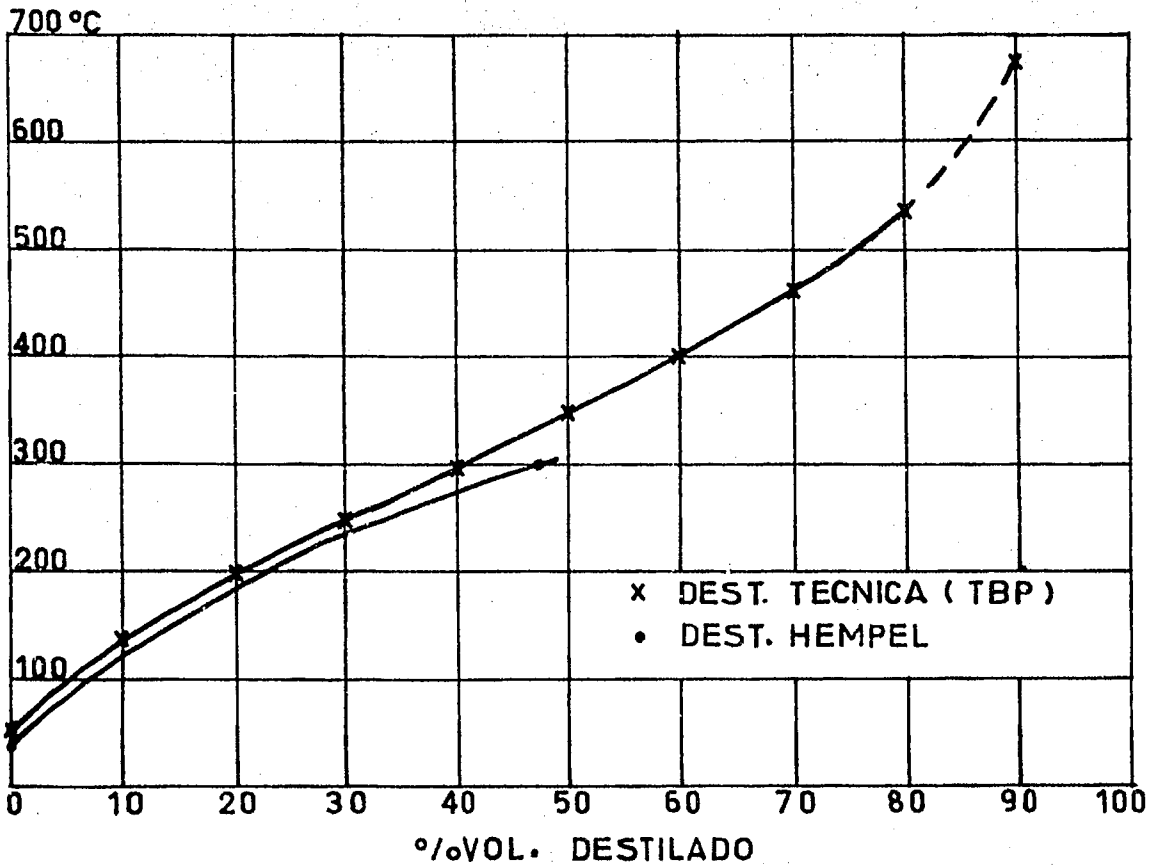
DESTILACION DE CRUDO DESPUNTADO A 590 mm. Hg.
(MUESTRA N°4)

DESTILACION TECNICA.

%VOL.	°C
TIE	50
10	135
20	200
30	250
40	300
50	347
60	400
70	460
80	536
90	675 Extrapolada

DESTILACION HEMPEL.

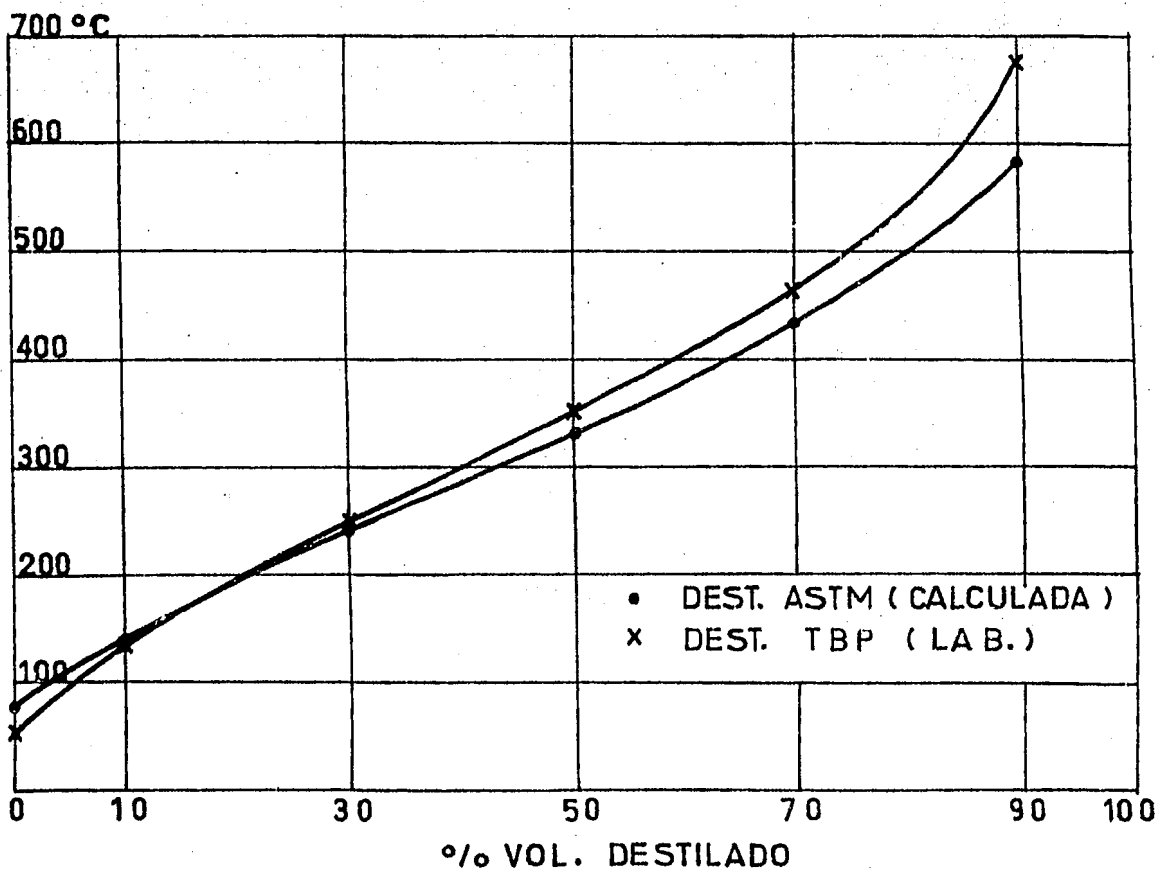
%VOL		°C
TIE		34
18	a	175
20	a	185
23.5	a	205
42.6	a	285
48	a	300



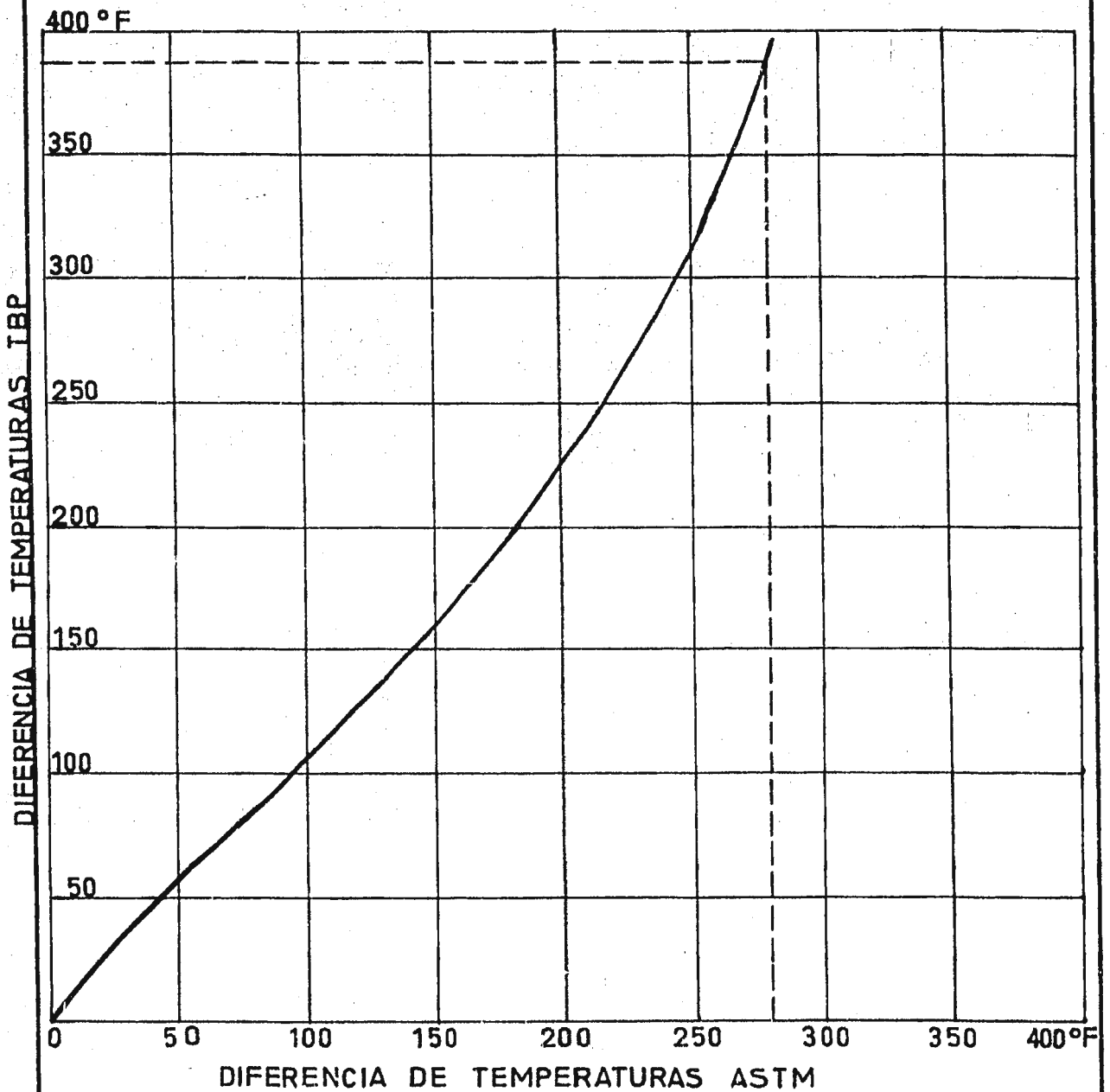
OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. ASTM A PARTIR DE LA DEST. TBP "CRUDO DESPUNTADO"

DESTILACION TBP—FIGURAS 2 Y 3—DESTILACION ASTM

TIE	°C	°F	DIF.	DIF.	°F	°C	TIE
	50	122		173	78		
			153	108			
10%	135	275		281	138		10%
			207	182			
30%	250	482		463	239		30%
			175	160			
50%	347	657		623	328		50%
			203	183			
70%	460	860		806	430		70%
			387	280			
90%	675	1247		1086	586		90%



EXTRAPOLACION DEL PARAMETRO 70% - 90% (FIG. N° 3)
PARA DETERMINAR DIFERENCIAS DE TEMPERATURA (TBP A
ASTM) PARA EL CASO DE CRUDO DESPUNTADO.

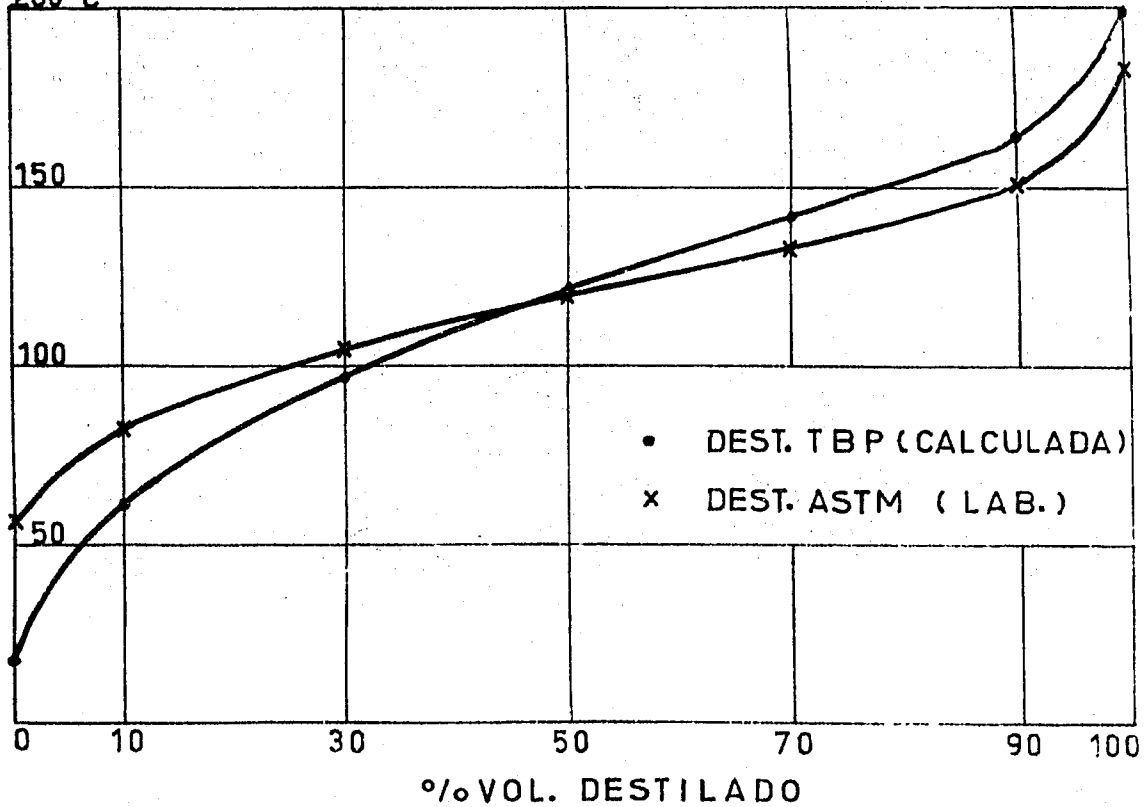


OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. TBP A PARTIR DE LA DEST. ASTM

"GASOLINA"
RENDIMIENTO 14.5%

DESTILACION ASTM			FIGURAS 2 Y 3	DESTILACION TBP		
	°C	°F	DIF.	DIF.	°F	°C
TIE	55	131			61	16
10%	83	181	50	80	143	62
30%	104	219	38	62	205	96
50%	119	246	27	43	248	120
70%	133	271	25	37	285	141
90%	150	302	31	41	326	163
TFE	183	361	59	65	391	199

200°C



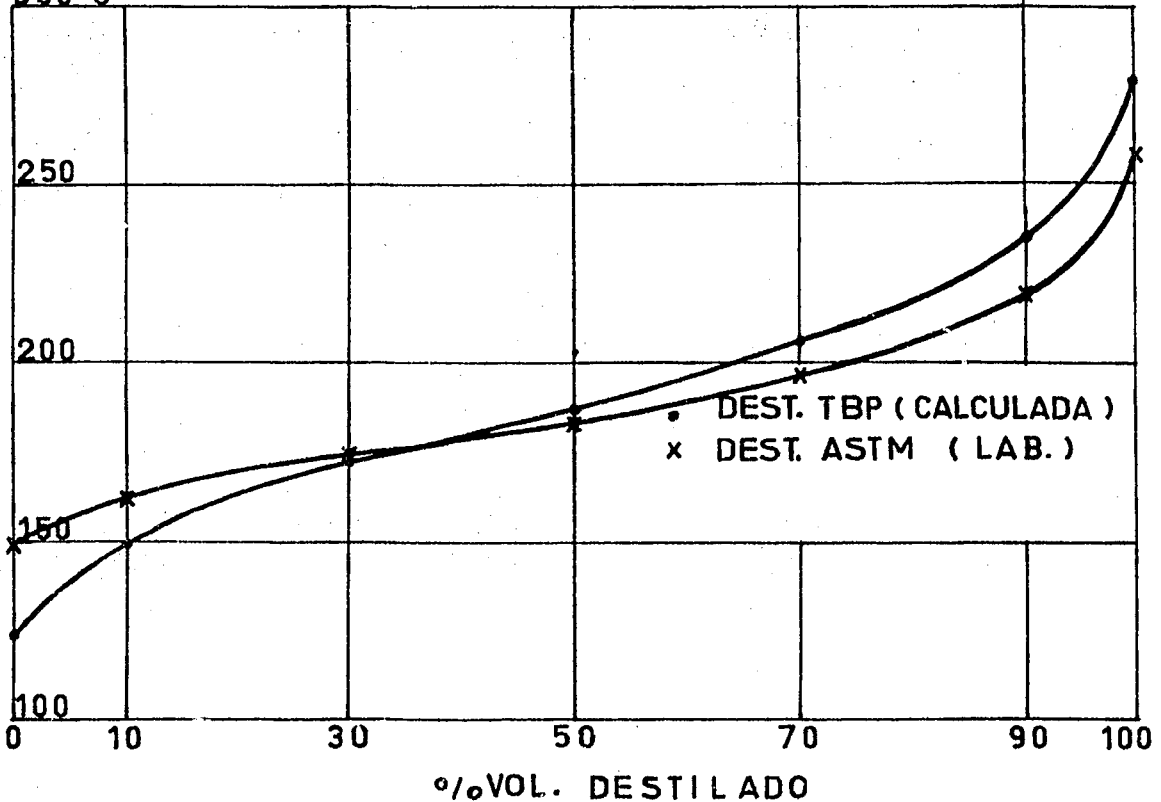
OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. TBP A PARTIR DE LA DEST. ASTM

"TURBOSINA"

RENDIMIENTO 9.0 %

DESTILACION ASTM			—FIGURAS 2 Y 3—		DESTILACION TBP		
	°C	°F	DIF.	DIF	°F	°C	
TIE	148	298			253	123	TIE
10%	162	324	26	49	302	150	10%
30%	174	345	21	40	342	172	30%
50%	182	360	15	26	368	187	50%
70%	196	385	25	37	405	207	70%
90%	218	424	39	49	454	234	90%
TFE	258	496	72	81	535	279	TFE

300°C



OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. TBP A PARTIR DE LA DEST. ASTM

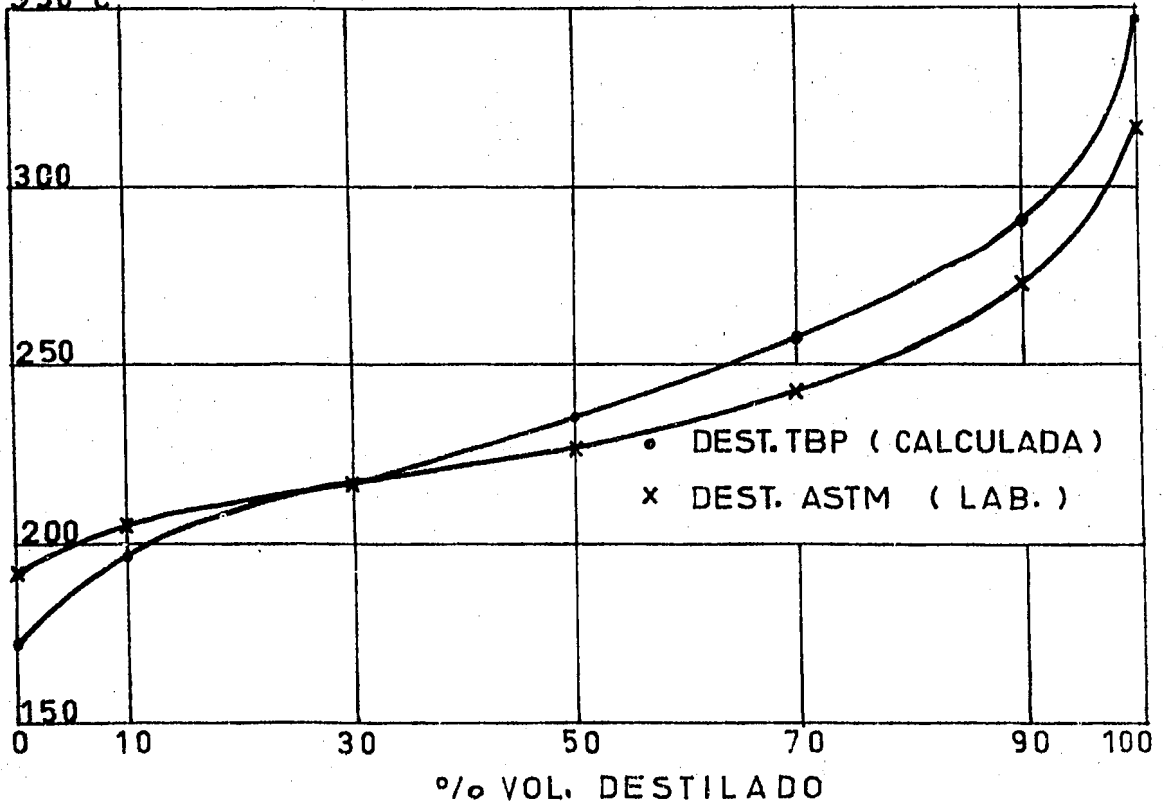
"KEROSINA"

RENDIMIENTO 10.1%

DESTILACION ASTM—FIGURAS 2Y 3—DESTILACION TBP

	°C	°F	DIF.		DIF.	°F	°C	
TIE	192	378				339	171	TIE
			23		45			
10%	205	401			38	384	196	10%
			20		33	422	217	30%
30%	216	421			39	455	235	50%
			20		60	494	257	70%
50%	227	441			102	554	290	90%
			27			656	347	TFE
70%	242	468						
			50					
90%	270	518						
			85					
TFE	317	603						

350°C

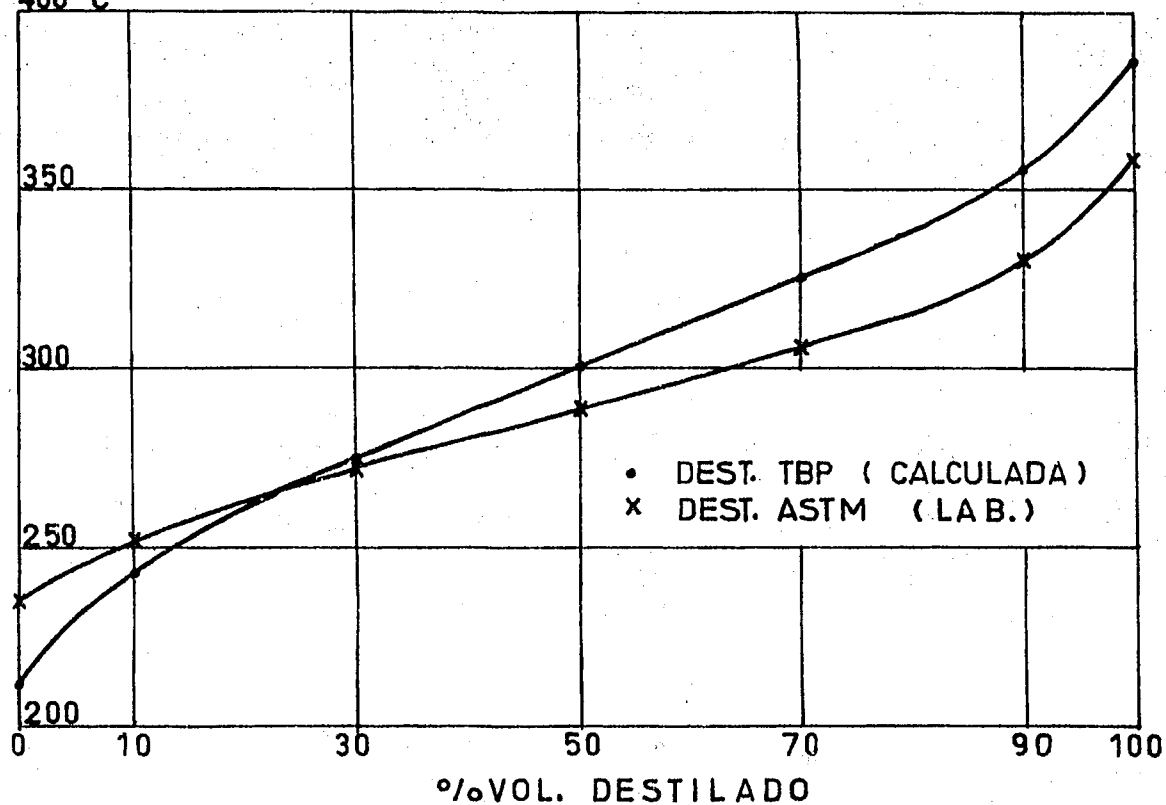


OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. TBP A PARTIR DE LA DEST. ASTM
 "GASOLEO LIGERO"
 RENDIMIENTO 19.4%

DESTILACION ASTM — FIGURAS 2 Y 3 — DESTILACION TBP

	°C	°F	DIF.		DIF	°F	°C	
TIE	235	455				413	212	TIE
			31		56			
10%	252	486				469	243	10%
			34		58			
30%	271	520				527	275	30%
			30		47			
50%	288	550				574	301	50%
			31		44			
70%	305	581				618	326	70%
			43		53			
90%	329	624				671	355	90%
			52		56			
TFE	358	676				727	386	TFE

400°C



CURVAS TBP DE DESTILADOS

CONVERSION DE ESCALAS PARA GRAFICAR SOBRE LA CURVA DE CRUDO

GASOLINA

RENDIMIENTO 14.5 %

°C	%	
16	(0 x 0.145) = 0	TIE
62	(10 x 0.145) = 1.45	10%
96	(30 x 0.145) = 4.35	30%
120	(50 x 0.145) = 7.25	50%
141	(70 x 0.145) = 10.15	70%
163	(90 x 0.145) = 13.05	90%
199	(100 x 0.145) = 14.50	TFE

TURBOSINA

RENDIMIENTO 9.0 %

°C	%
123	14.5 + (0 x 0.090) = 14.5
150	14.5 + (10 x 0.090) = 15.4
172	14.5 + (30 x 0.090) = 17.2
187	14.5 + (50 x 0.090) = 19.0
207	14.5 + (70 x 0.090) = 20.8
234	14.5 + (90 x 0.090) = 22.6
279	14.5 + (100 x 0.090) = 23.5

KEROSINA

RENDIMIENTO 10.1 %

°C	%	
171	23.5+(0 x 0.101) = 23.5	TIE
196	23.5+(10 x 0.101) = 24.51	10%
217	23.5+(30 x 0.101) = 26.53	30%
235	23.5+(50 x 0.101) = 28.55	50%
257	23.5+(70 x 0.101) = 30.57	70%
290	23.5+(90 x 0.101) = 32.59	90%
347	23.5+(100 x 0.101) = 33.60	TFE

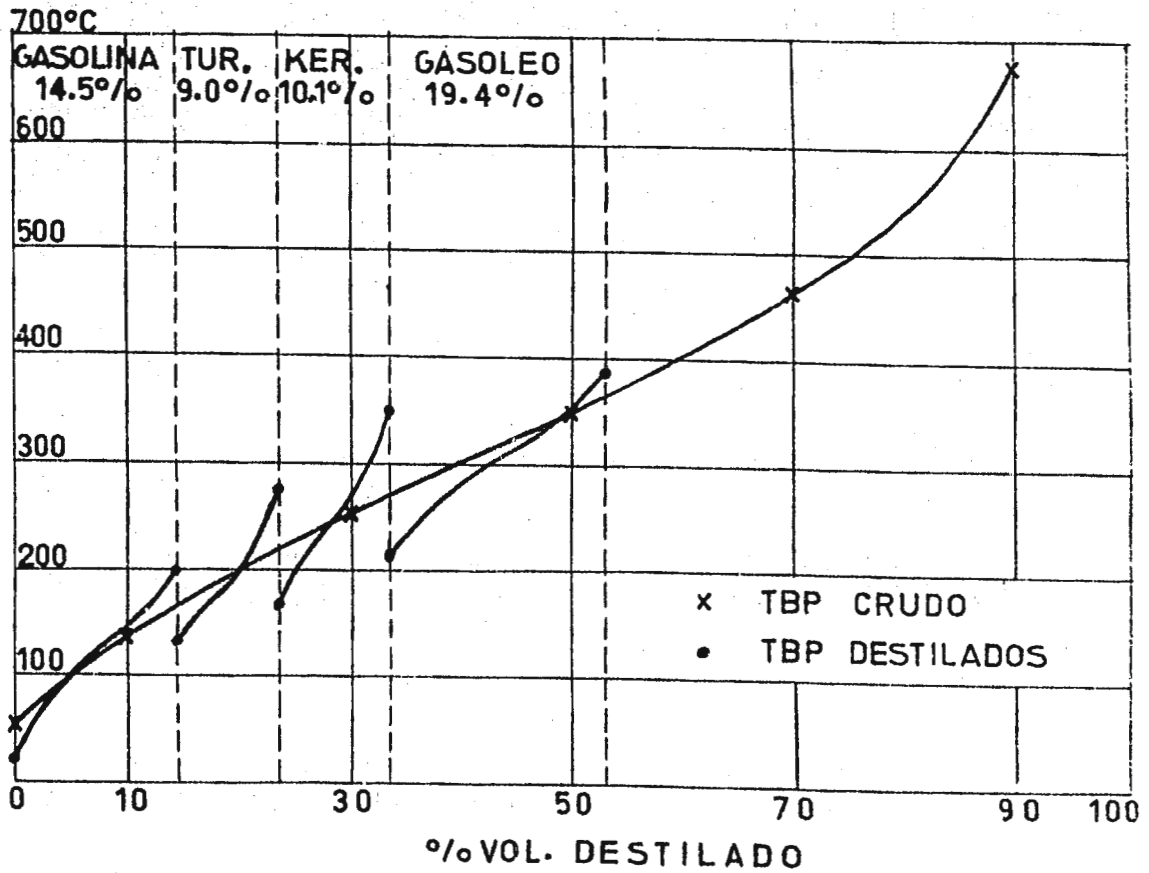
GALOLEO

RENDIMIENTO 19.4 %

°C	%
212	33.6 + (0 x 0.194) = 33.60
243	33.6 + (10 x 0.194) = 35.54
275	33.6 + (30 x 0.194) = 39.42
301	33.6 + (50 x 0.194) = 43.30
326	33.6 + (70 x 0.194) = 47.18
355	33.6 + (90 x 0.194) = 51.06
386	33.6 + (100 x 0.194) = 53.00

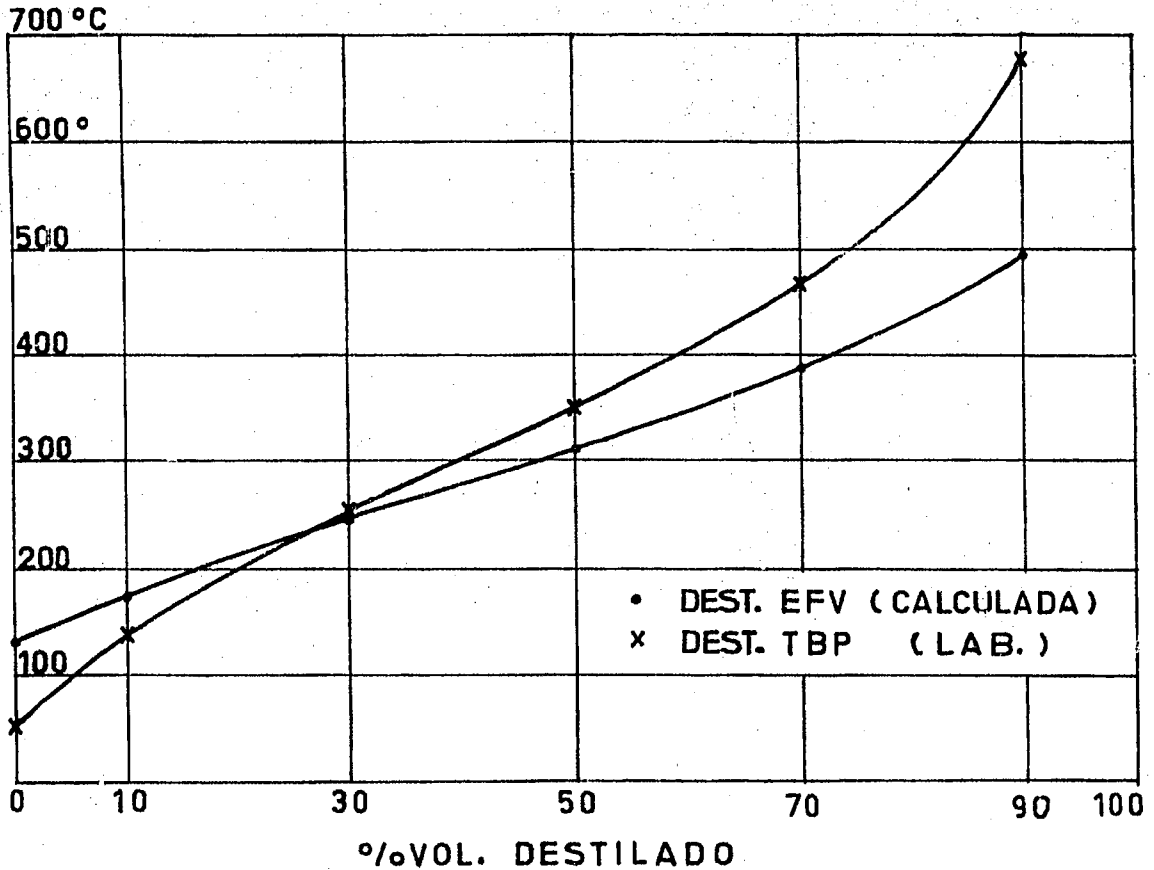
CURVAS TBP DEL CRUDO Y SUS DESTILADOS

	CRUDO	GASOLINA	TURBOSINA	KEROSINA	GASOLEO
T I E	50°C	16°C	123°C	171°C	212°C
10%	135	62	150	196	243
30%	250	96	172	217	275
50%	347	120	187	235	301
70%	460	141	207	257	326
90%	675	163	234	290	355
T F E		199	279	347	386

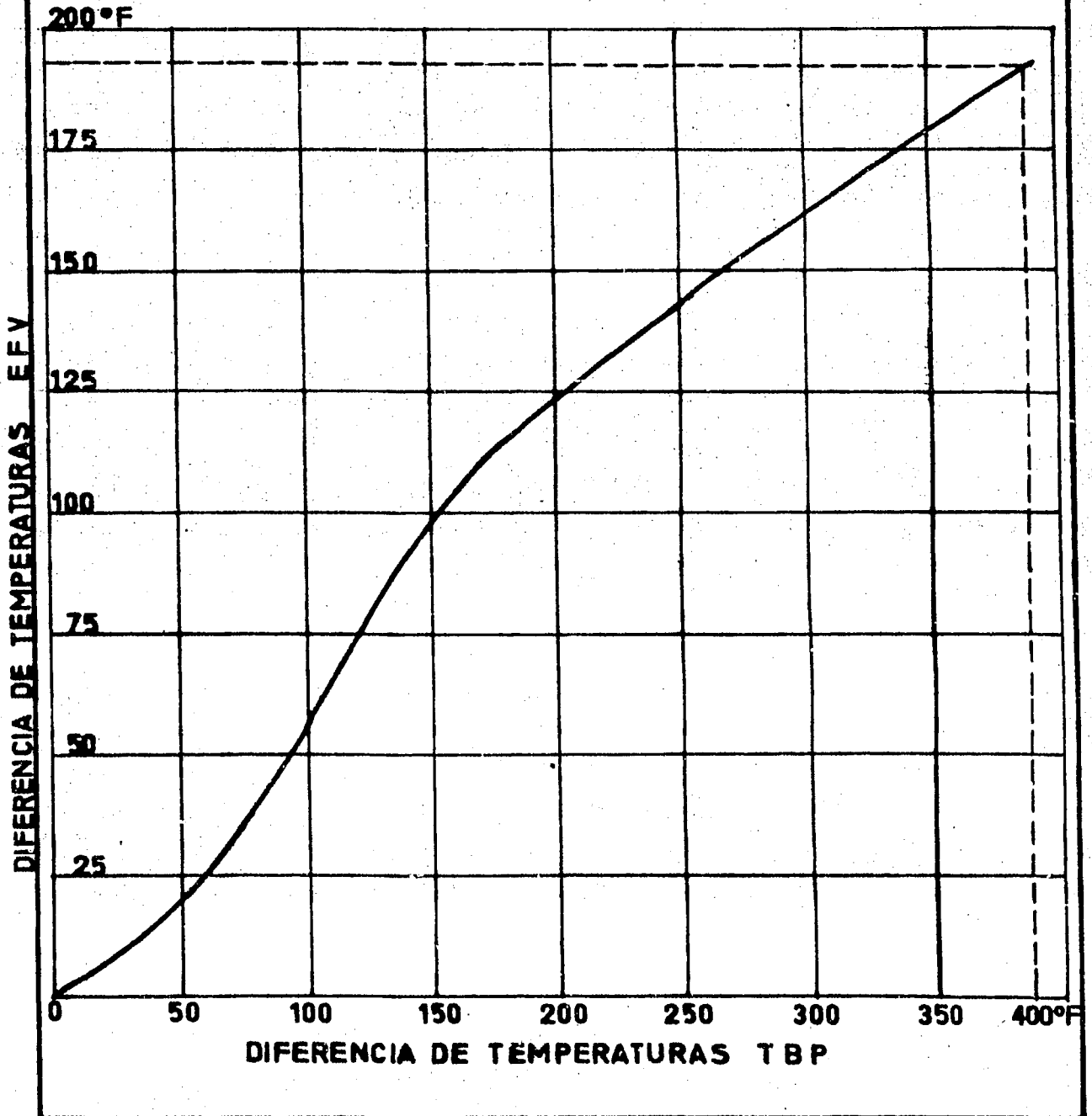


OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. EFV A PARTIR DE LA DEST. TBP
 "CRUDO DESPUNTADO"
 DESTILACION TBP—FIGURAS 4 Y 5—DESTILACION EFV

TIE	°C	°F	DIF.	DIF.	°F	°C	TIE
	50	122	153	61	272	133	
10%	135	275	207	138	333	167	10%
30%	250	482	175	118	471	244	30%
50%	347	657	203	127	589	309	50%
70%	460	860	387	192	716	380	70%
90%	675	1247			908	487	90%



EXTRAPOLACION DEL PARAMETRO 70% 90% (FIGURA 5)
PARA DETERMINAR DIFERENCIAS DE TEMPERATURA (TBP A EFV)
PARA EL CASO DE CRUDO DESPUNTADO

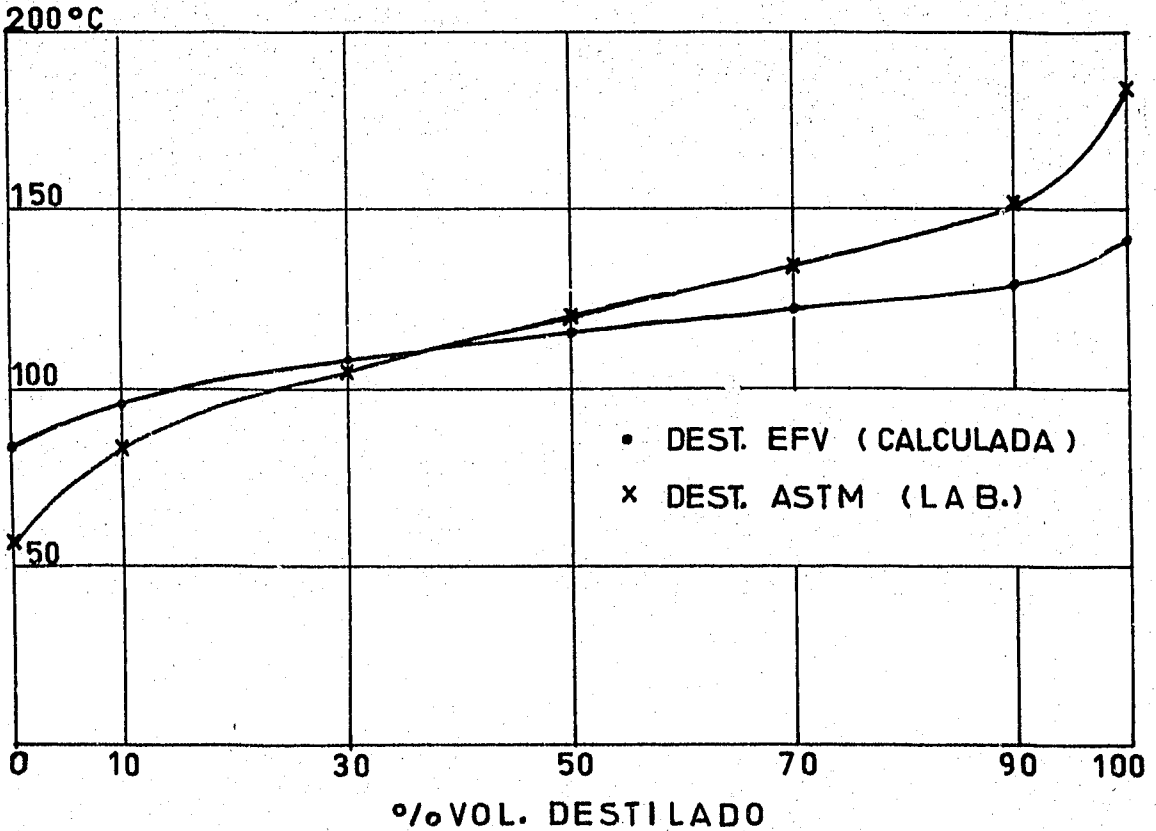


OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. EFV A PARTIR DE LA DEST. ASTM
 "GASOLINA"

RENDIMIENTO 14.5%

DESTILACION ASTM—FIGURAS 6 Y 7—DESTILACION EFV

T I E	°C	°F	DIF.	DIF.	°F	°C	T I E
	55	131			182	83	
10%	83	181	50	22	204	96	10%
30%	104	219	38	22	226	108	30%
50%	119	246	27	14	240	116	50%
70%	133	271	25	11	251	122	70%
90%	150	302	31	12	263	128	90%
T F E	183	361	59	23	286	141	T F E



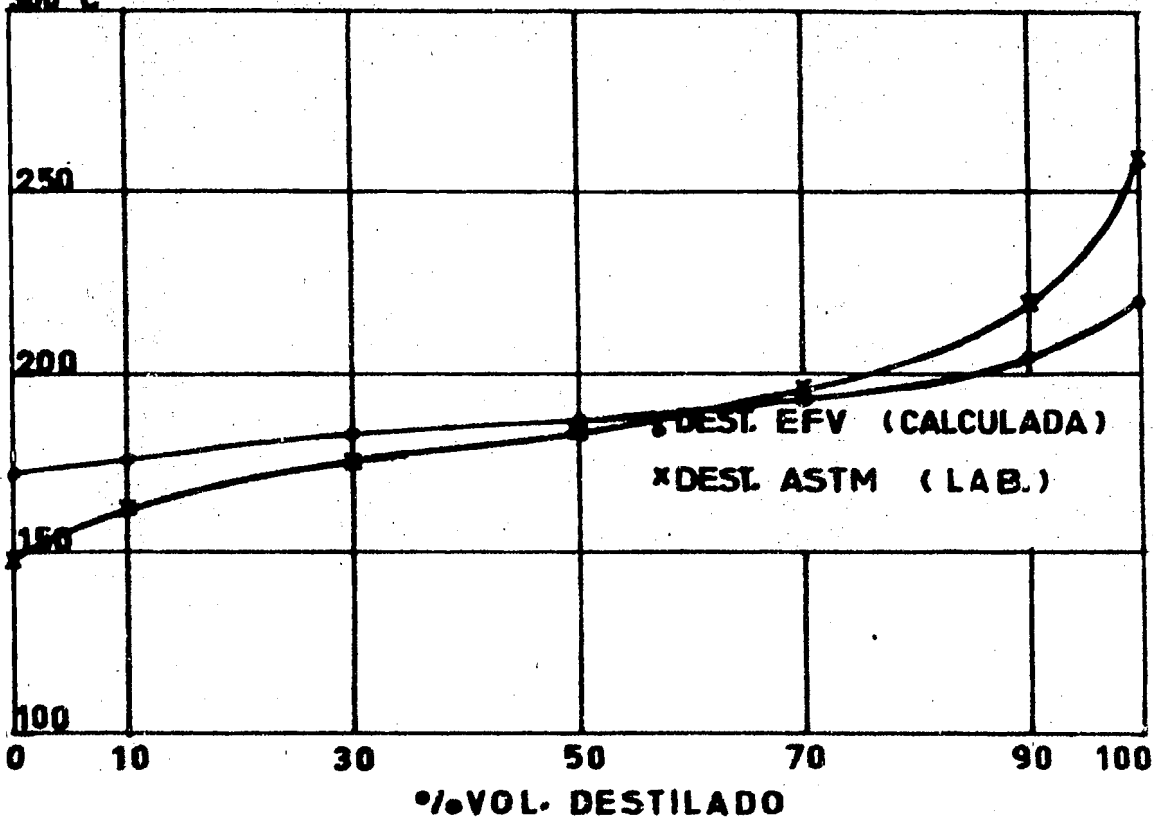
OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. EFV A PARTIR DE LA DEST. ASTM
 "TURBOSINA"

RENDIMIENTO 9.0%

DESTILACION ASTM — FIGURAS 6 Y 7 — DESTILACION EFV

	°C	°F	DIF.		DIF.	°F	°C	
TIE	148	298				339	171	TIE
			26		10			
10%	162	324				349	176	10%
			21		11			
30%	174	345				360	182	30%
			15		7			
50%	182	360				367	186	50%
			25		11			
70%	196	385				378	192	70%
			39		18			
90%	218	424				396	202	90%
			72		31			
TFE	258	496				427	219	TFE

300°C



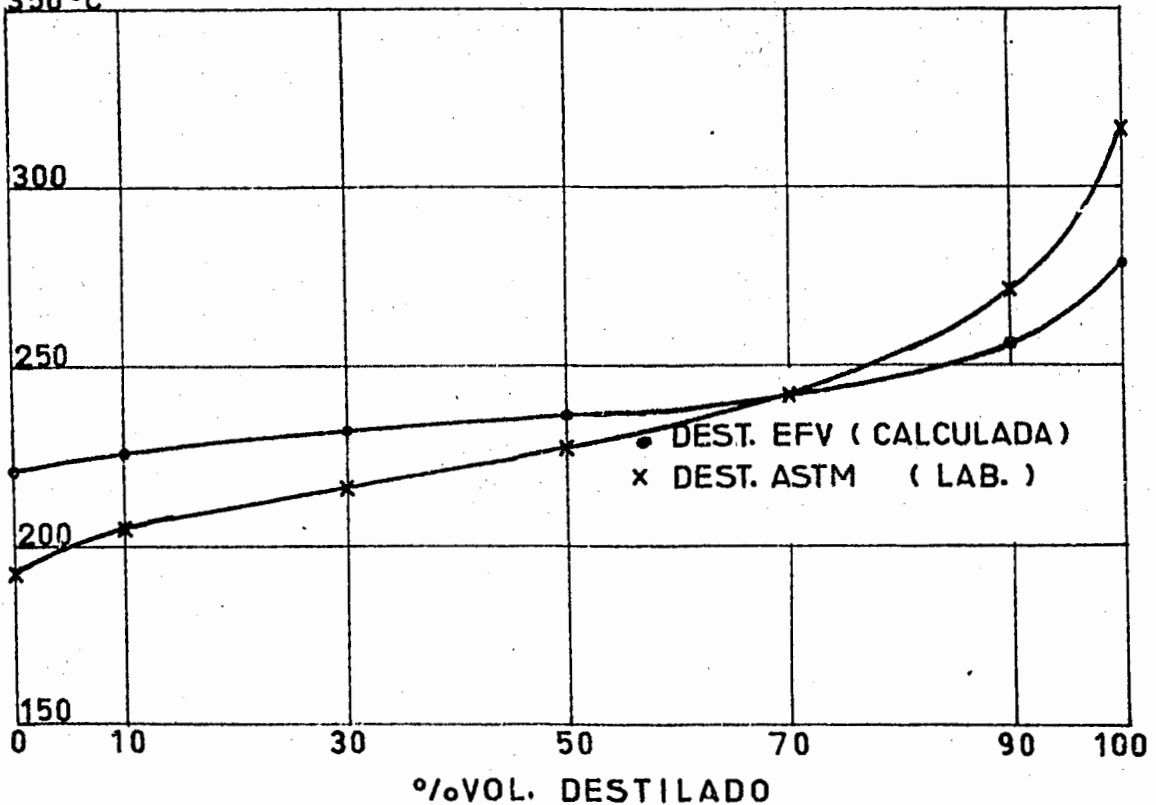
OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. EFV A PARTIR DE LA DEST. ASTM
 "KEROSINA"

RENDIMIENTO 10.1%

DESTILACION ASTM—FIGURAS 6 Y 7—DESTILACION EFV

	°C	°F	DIF.	DIF.	°F	°C	
T I E	192	378			429	221	T I E
			23	9			
10%	205	401			438	226	10%
			20	10			
30%	216	421			448	231	30%
			20	10			
50%	227	441			458	237	50%
			27	10			
70%	242	468			468	242	70%
			50	25			
90%	270	518			493	256	90%
			85	40			
T F E	317	603			533	278	T F E

350 °C

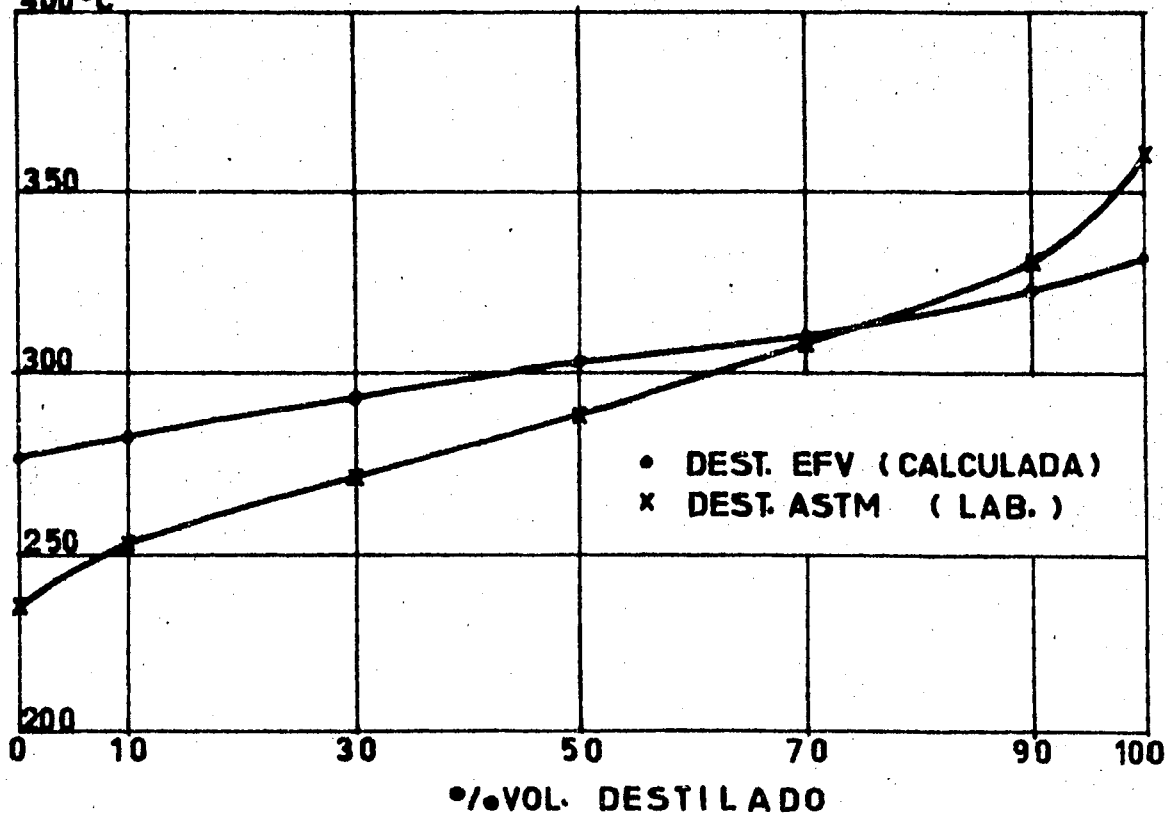


OBTENCION DE TEMPERATURAS DE DEST. EFV A PARTIR DE LA DEST. ASTM
 "GASOLEO LIGERO"
 RENDIMIENTO 19.4%

DESTILACION ASTM—FIGURAS 6 Y 7—DESTILACION EFV

	°C	°F	DIF.	DIF.	°F	°C	
TIE	235	455			528	276	TIE
10%	252	486	31	12	540	282	10%
30%	271	520	34	20	560	293	30%
50%	288	550	30	15	575	302	50%
70%	305	581	31	14	589	309	70%
90%	329	624	43	20	609	321	90%
TFE	358	676	52	19	628	331	TFE

400°C

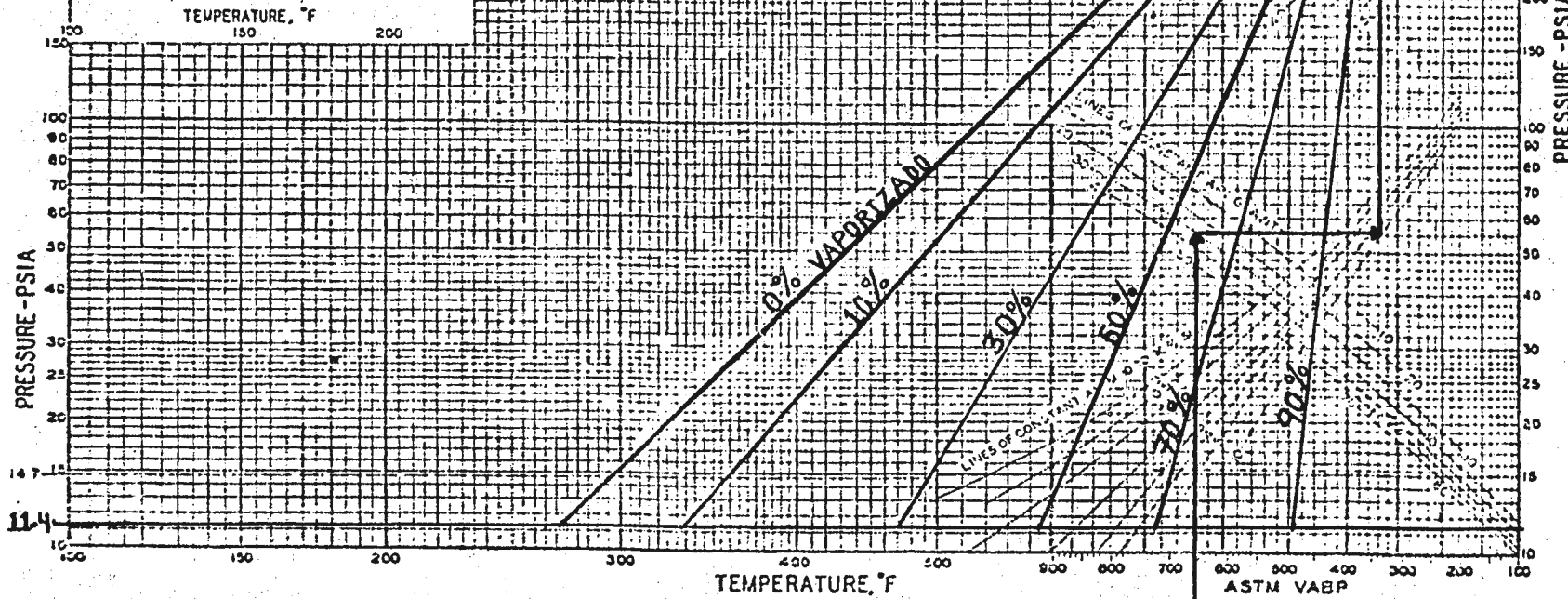
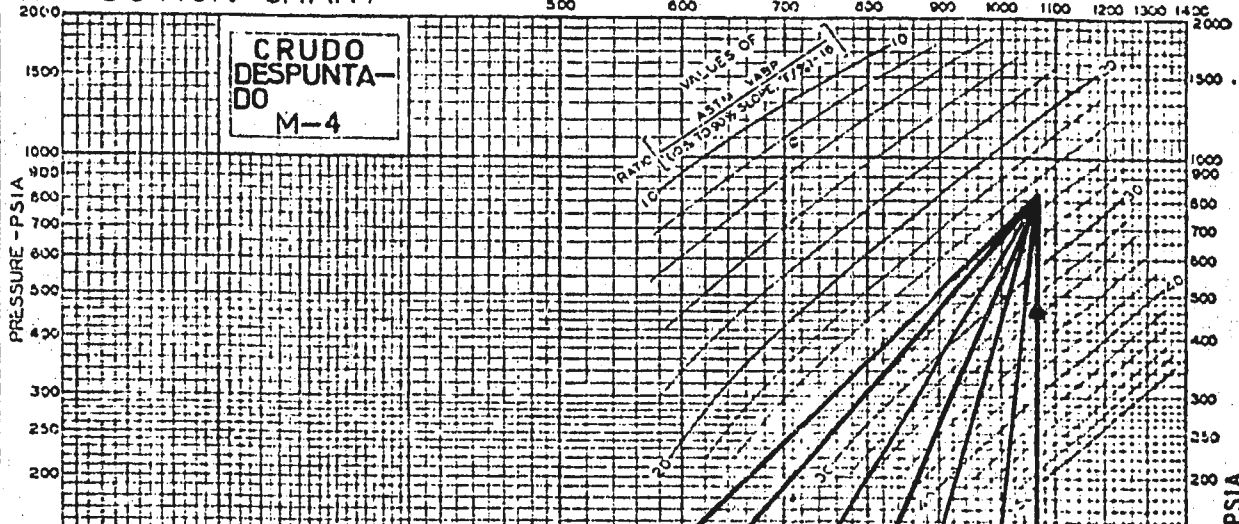


PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK CRUDO. DESP. GRAVITY 29.66 API

ASTM		EFV		
VOL % OFF	L.F.	DIFF. °F	DIFF. °F	L.F.
0	173			272
10	281*	108	61	333
30	463*	182	138	471
50	623*	160	118	589
70	806*	183	127	716
90	1086*	280	192	908
100				

$T^* = 32.69 + 5 = 651.8^\circ\text{F}$ (ASTM VABP)
 ASTM 35% - 10% TEMP = 182.7
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = 10.06%
 ASTM VABP (10 TO 20 SLOPE) * 16 = (651.8), 25.01
 (26.06)

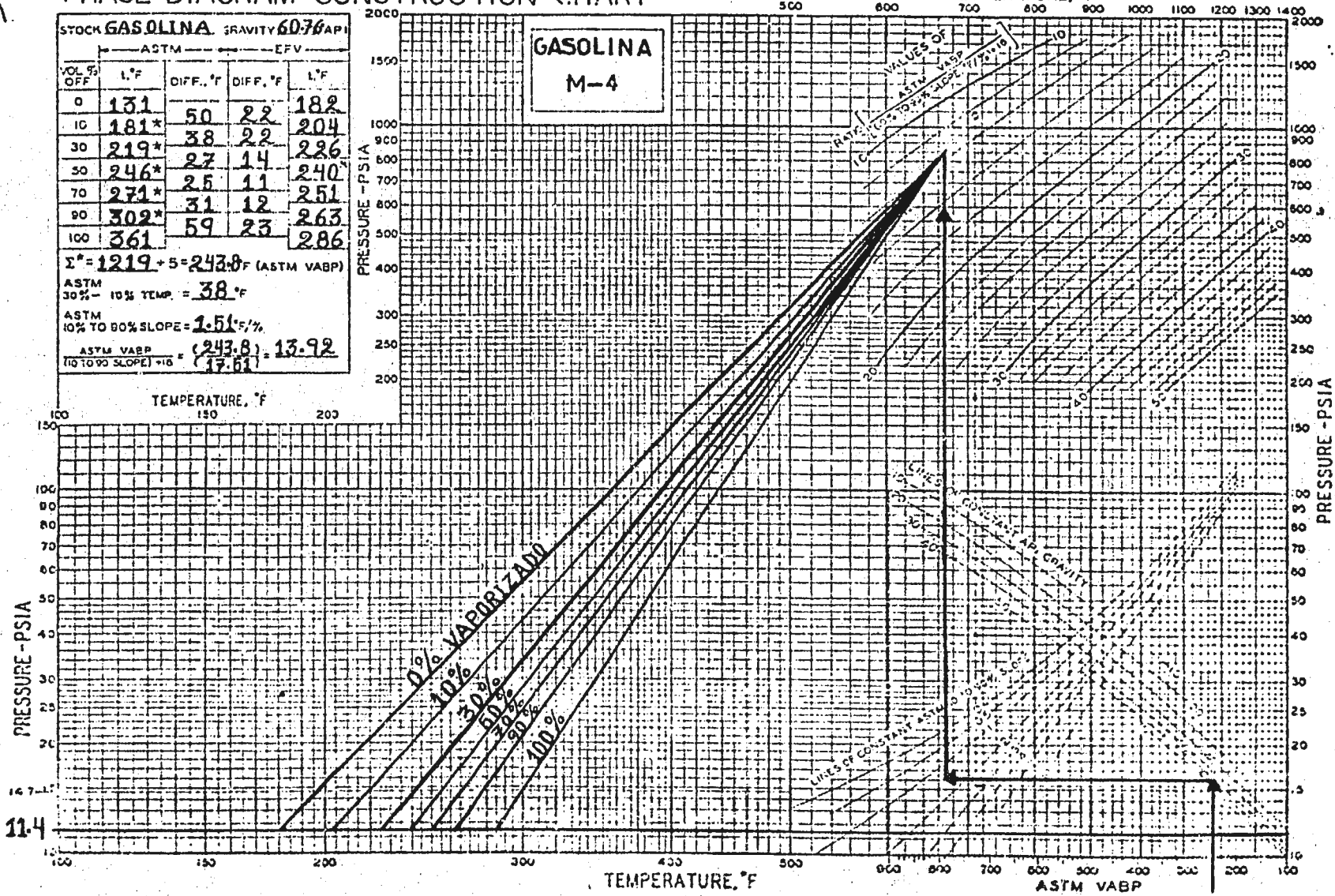


PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK **GASOLINA** GRAVITY **60.76 API**

VOL % OFF	ASTM		EFV	
	L°F	DIFF. °F	DIFF. °F	L°F
0	131	50	22	182
10	181*	38	22	204
30	219*	27	14	226
50	246*	25	11	240
70	271*	31	12	263
90	302*	59	23	286
100	361			286

$\Sigma^* = 1219 + 5 = 2438$ (ASTM VABP)
 ASTM 30% - 10% TEMP = **38°F**
 ASTM 10% TO 80% SLOPE = **1.51°F/%**
 ASTM VABP (10 TO 90 SLOPE) * 10 = $\frac{243.8}{17.61} = 13.92$



243.8°F

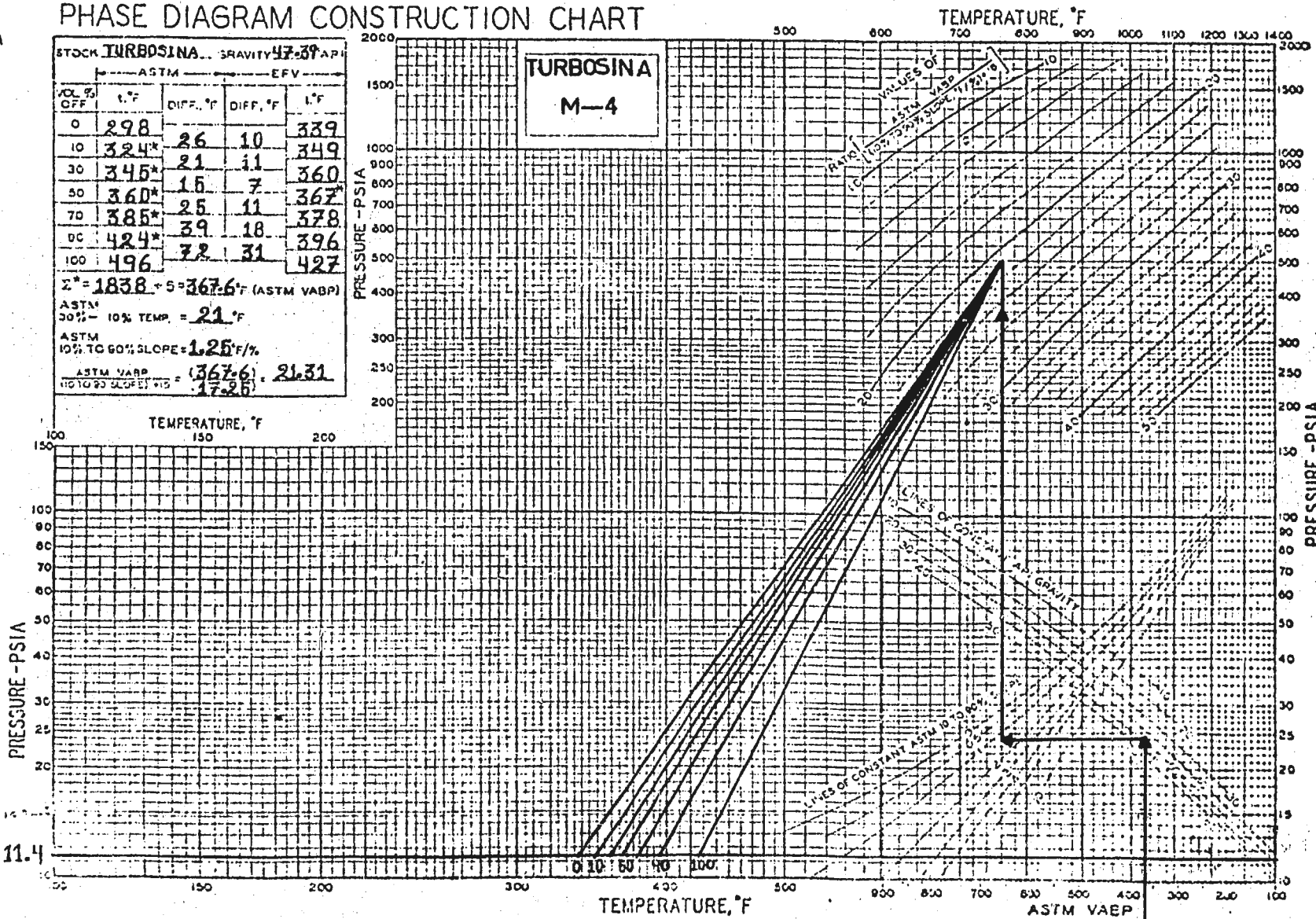
PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK **TURBOSINA** GRAVITY **47.37 API**

VOL. % OFF	ASTM		EFV	
	T, °F	DIFF. °F	T, °F	T, °F
0	298			339
10	324*	26	10	349
30	345*	21	11	360
50	360*	15	7	367
70	385*	25	11	378
90	424*	39	18	396
100	496	72	31	427

$Z^* = 1838$ $S = 367.6$ (ASTM VABP)
 ASTM 30% - 10% TEMP. = **21** °F
 ASTM 10% TO 60% SLOPE = **1.25** F/%
 ASTM VABP 10 TO 90 SLOPE OF $S = \frac{367.6}{17.26} = \mathbf{21.31}$

TURBOSINA
M-4



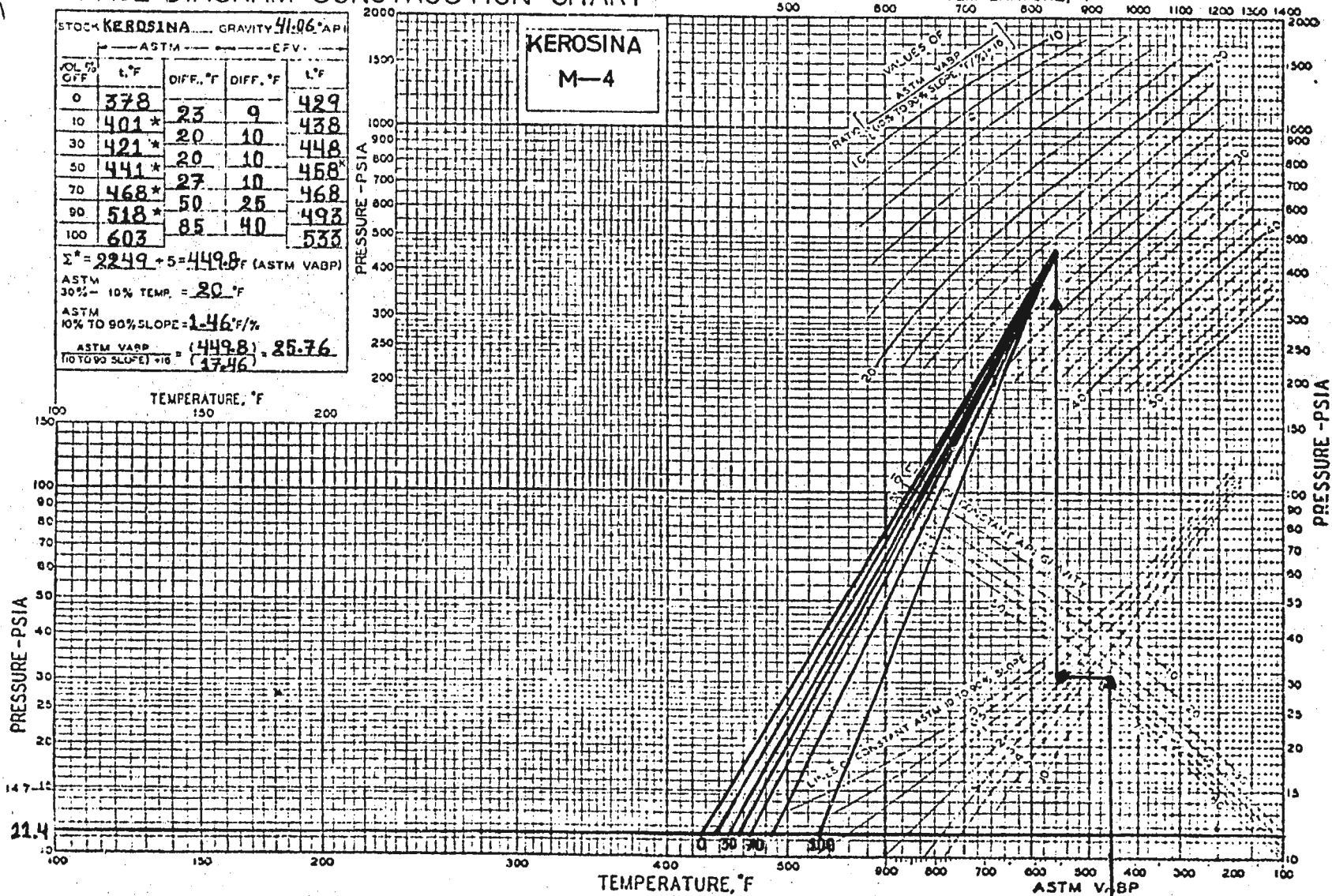
367.6 °F

PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK **KEROSINA** GRAVITY **41.06° API**

ASTM		EPV		
COL % OFF	L°F	DIFF. °F	DIFF. °F	L°F
0	378	23	9	429
10	401*	20	10	438
30	421*	20	10	448
50	441*	27	10	468
70	468*	50	25	493
90	518*	85	40	533
100	603			

$\Sigma^* = 2249 + 5 = 449.8$ (ASTM VABPI)
 ASTM 30% - 10% TEMP. = **20** °F
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = **1.46** °F/%
 ASTM VABP = $\frac{(449.8)}{(1.46)} = 308.1$
 (10 TO 90 SLOPE) * 10 = **25.76**



449.8 °F

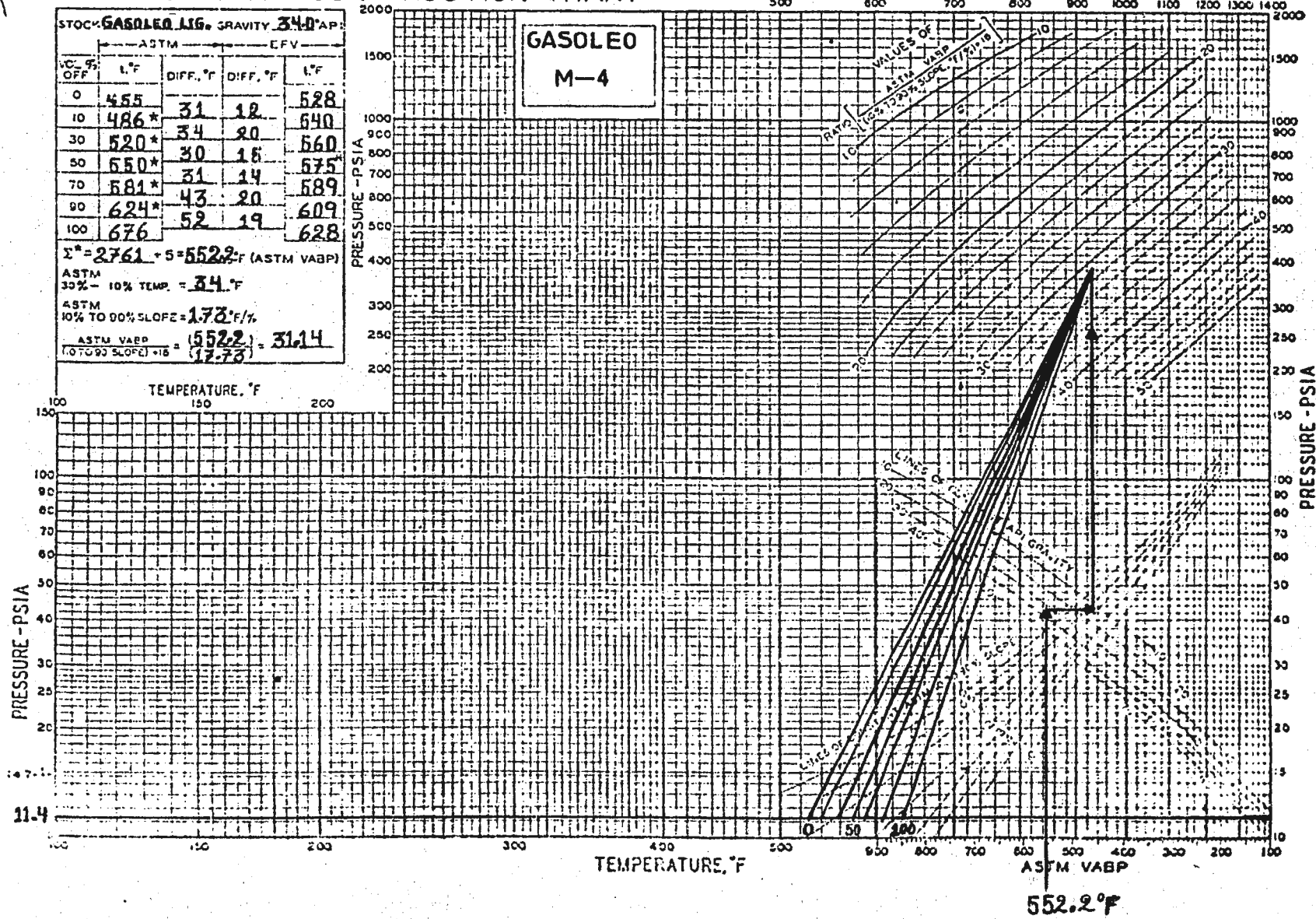
PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK GASOLEO 116 GRAVITY 34.0 AP

VC - % OFF	ASTM		EFV	
	L°F	DIFF. °F	DIFF. °F	L°F
0	455	31	12	528
10	486*	34	20	540
30	520*	30	16	560
50	550*	31	14	575
70	581*	43	20	589
90	624*	52	19	609
100	676			628

$\Sigma = 2761 + 5 = 5522$ (ASTM VABP)
 ASTM 30% - 10% TEMP. = 34.°F
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = 1.73°F/%
 ASTM VABP (10 TO 90 SLOPE) = $\frac{5522}{17.73} = 311.4$

GASOLEO
M-4



DETERMINACION DE PESO MOLECULAR

Para determinar el peso molecular del crudo y de los productos se tiene como datos el VABP y la pendiente (obtenidos para construcción del diagrama de fases), que se consideran datos suficientes para obtener mediante la figura 8 el factor de corrección para obtener el MABP.

Una vez determinado el factor, se obtiene el MABP restando el factor de corrección al VABP.

$$\text{MABP} = \text{VABP} - \text{factor de corrección.}$$

Con el dato MABP se utiliza la figura 9, en donde se tiene como ordenada (Y) la gravedad en grados API y como abscisa (X) el MABP. En el centro del gráfico se tienen parámetros que nos dan directamente el peso molecular.

Con éste peso molecular posteriormente se hará el balance en moles, tanto de alimentación como de productos.

Anexo se encuentra la tabla de pesos moleculares obtenidos por medio de las figuras antes mencionadas.

DETERMINACION DE PESO MOLECULAR

	<u>VABP</u>	<u>PENDIENTE</u>	<u>f</u> FIG. 8	<u>MABP</u>	<u>API</u>	<u>P.M.</u> FIG. 9
			METODO			METODO
			UOP-375			UOP-375
CRUDO	652	10.06	132	520	29.66	200
GASOLINA	244	1.51	9	235	60.76	105
TURBOSINA	368	1.25	7	361	47.39	145
KEROSINA	450	1.46	7	443	41.06	178
GASOLEO	552	1.73	8	544	34.00	222
RESIDUO				680	15.90	270

NOTA: Para obtener el peso molecular del RESIDUO, se supone el MABP en base a la experiencia de destilaciones de -- otros RESIDUOS.

DESARROLLO DE CALCULO

A continuación se presenta un resumen sobre la información requerida para el desarrollo del balance térmico.

INFORMACION EXPERIMENTAL

- 1.- Destilación TBP del crudo despuntado (destilación-técnica).
- 2.- Destilación ASTM de los cortes efectuados en la -- destilación técnica que son: gasolina, turbosina, kerosina y gasóleo.
- 3.- Peso específico del crudo despuntado y de los productos.

Con los datos anteriores, se prepara la siguiente:

INFORMACION AUXILIAR

- 1.- Destilación TBP del crudo despuntado. Se tomó exactamente la destilación técnica efectuada en el laboratorio.
- 2.- Destilación TBP de los productos a partir de las - destilaciones ASTM, mediante el uso de las figuras 2 y 3.
- 3.- Las curvas de destilación TBP del crudo y de los - productos se gráficán para determinar incongruencias y verificar los porcentajes de cada uno de ellos, así como los traslapes existentes.
- 4.- Destilaciones EFV de los productos a partir de las destilaciones ASTM, mediante el uso de las figuras 6 y 7.

5.- Destilaciones ASTM y EFV del crudo a partir de la TBP mediante las figuras 2 y 3 para pasar a la ASTM y mediante las figuras 4 y 5 para pasar a la EFV.

6.- Construcción de los diagramas de fases del crudo despuntado y de los productos a partir de las destilaciones ASTM y EFV, éstos diagramas de fases permiten determinar las temperaturas de la zona de vaporización, de las extracciones laterales y del domo de la torre, ya que presentan el % vaporizado en función de la temperatura y de la presión parcial.

7.- Cálculo del peso molecular del crudo y productos a partir de la gravedad en grados API y el punto medio de ebullición, este último determinado con el punto de ebullición promedio volumétrico (VABP).

8.- Fijar la carga (Bls/D) que servirá de base para el balance térmico y tomando en cuenta los rendimientos de productos así como sus características obtenidas, se elabora una tabla que presente toda esta información.

DESARROLLO DEL CALCULO

La temperatura en la zona de vaporación deberá ser la necesaria para vaporizar todos los destilados. Las temperaturas de las extracciones serán aquellas en que el producto correspondiente se encuentre en fase líquida (0% vaporizado) y-

la temperatura del domo será a la cual toda la gasolina se en cuenta como vapor (100% de vaporización).

Las temperaturas anteriores se obtienen de los diagramas de fases, determinándose a la presión parcial de los hidrocarburos en cada sección de la torre y ésta se determinará mediante las siguientes ecuaciones:

1.- Zona de vaporización:

$$p = P_T \frac{\text{Moles/hr de destilados}}{\text{Moles/hr de destilados} + \text{Moles/hr de vapor de agua}}$$

2.- Extracción de gasóleo ligero:

$$p_{GOL} = P_T \frac{\text{Moles/hr de reflujo interno}}{\text{Moles/hr de reflujo interno} + \text{Moles/hr (gasolina + turbosina + kerosina)} + \text{Moles/hr de vapor de agua.}}$$

3.- Extracción de kerosina:

$$p_{KER} = P_T \frac{\text{Moles/hr de reflujo interno}}{\text{Moles/hr de reflujo interno} + \text{Moles/hr (gasolina + turbosina)} + \text{Moles/hr (vapor de agua y vapor al GOL).}}$$

4.- Extracción de turbosina:

$$p_{TUR} = P_T \frac{\text{Moles/hr de reflujo interno}}{\text{Moles/hr de reflujo interno} + \text{Moles/hr de gasolina} + \text{Moles/hr (vapor de agua, vapor al GOL y vapor a KER).}}$$

5.- Extracción de gasolina:

$$p_{GAS} = P_T \frac{\text{Moles/hr (gasolina + reflujo principal)}}{\text{Moles/hr (gasolina + reflujo principal)} + \text{Moles/hr (vapor de agua, vapor al GOL y vapor a la KER).}}$$

El reflujo interno en cada sección de la torre se cál-

cula mediante un balance de calor y de materia en cada plato de extracción, empezando por la primera extracción (GASOLEO - LIGERO) y posteriormente hacia las secciones superiores de la torre.

VAPOR DE AGOTAMIENTO

El vapor de agotamiento, aunque se ajusta para garantizar la temperatura de inflamación de los productos, se puede fijar una cantidad de 10 lb/Bl para los cálculos o bien incluir los datos reales de operación:

10 lb/Bl producen la siguiente vaporización

1% de residuo

5% de destilados

4% de kerosina

3% de nafta

BALANCE DE CALOR Y MATERIA

La primera determinación es de la temperatura de la zona de vaporización que es la necesaria para vaporizar los destilados que tiene el crudo. Esta temperatura se calcula mediante el diagrama de fases a la presión parcial de los hidrocarburos en la zona de vaporización.

El balance térmico total de la torre simplemente sería el calor que entra igual al calor que sale y estaría compren-

dido por:

Calor que entra.- Incluiría el calor de la carga, el del vapor de agua al fondo de la torre y a los agotadores.

Calor que sale.- El del residuo, el de las extracciones de gasóleo, kerosina, turbosina, el de los reflujos intermedios, el de la gasolina y reflujo principal, eliminándose una parte apreciable del calor alimentado en los condensadores.

El balance total del calor de la torre fraccionadora es el siguiente:

CALOR QUE ENTRA

Q_C = Calor de la carga

Q_C = Gasolina \times $H_{v_{Tvap}}$ + turbo-
sina \times $H_{v_{Tvap}}$ + kerosina \times
 $H_{v_{Tvap}}$ + gasóleo \times $H_{v_{Tvap}}$ +
residuo \times H_1 T_{vap} .

Q_{V1} = Vapor de agotamiento al -
fondo

Q_{V1} = Vapor fondo \times $H_{v_{Tvap}}$ agua

Q_{V2} = Vapor de agotamiento al -
gasóleo.

Q_{V2} = Vapor GOL \times $H_{v_{Tvap}}$ agua

CALOR QUE SALE

Q_R = Calor del residuo

Q_R = Residuo \times H_1 T_{vap}

Q_{GOL} = Calor del gasóleo

Q_{GOL} = GOL \times H_1 T_{GOL}

Q_{KER} = Calor de la kerosina

Q_{KER} = KER \times H_1 T_{KER}

Q_{TUR} = Calor de la turbosina

Q_{TUR} = TUR \times H_L T_{TUR}

Q_{GAS} = Calor de la gasolina

Q_{V3} = Vapor de agotamiento a la kerosina $Q_{GAS} = GAS_{TQS} \times H_{1T}$ T-acumulador

Q_{V3} = Vapor KER x Hv
Tvap agua

Q_{COND} = Calor que eliminan los condensadores para condensar la gasolina, el vapor de agua y el reflujo.

Q_{V4} = Vapor de agotamiento a la turbosina.

Q_{V4} = Vapor TUR x Hv
Tvap agua

Q_{COND} = (gasolina + reflujo) x ΔH + vapor agua x ΔH

Las H_{Tvap} serán las entalpías

de los vapores a la temperatura de la zona de vaporización.

Q_{RL} = Calor que se elimina en los reflujo laterales.

Las H_{lTvap} serán las entalpías

de los líquidos a la temperatura de la zona de vaporización.

Q_{RLL} = Ref. lat. ligero x ΔH .

Q_{RLP} = Ref. lat. pesado x ΔH .

Las H_{Tvap} serán las entalpías de los vapores a la temperatura del vapor de agua.

Las H_{lT} serán las de los líquidos a la temperatura de extracción.

Calor que entra = $Q_C + Q_{V1} + Q_{V2} +$

GAS_{TQS} = Es la gasolina que se manda a tanques.

$Q_{V3} + Q_{V4}$

calor que sale = $Q_R + Q_{GOL} + Q_{KER} +$

$Q_{TUR} + Q_{GAS} + Q_{COND}$

+ $Q_{RLL} + Q_{RLP}$.

Este balance correspondería al total de la torre, pero para evaluar el comportamiento operacional es necesario efectuar el -

balance sección por sección.

Se inicio por la parte correspondiente a la zona de vaporización:

Calor que entra a la torre, Q_C : Calor que sale de la torre, Q_R :

Gasolina $\times H_v$
 T_{vap}

Turbosina $\times H_v$
 T_{vap}

Kerosina $\times H_v$
 T_{vap}

Residuo $\times H_l$ T_{vap}

Gasóleo $\times H_v$
 T_{vap}

Residuo $\times H_l$ T_{vap}

Vapor fondo $\times H_v$
 T_{vap} agua

La diferencia sería la cantidad de calor que subiría - al primer plato de extracción, que se denominará: $Q_{EXT(1)}$

$$Q_{EXT(1)} = Q_C - Q_R$$

Esta cantidad de calor sirve de base para efectuar el balance de calor en el primer plato de extracción. Este balance permite calcular el reflujo interno y la temperatura del plato.

Para efectuar el balance, se tiene que recurrir al método de ensayo y error (tanteo) y que generalmente en el segundo tanteo se obtiene el dato correcto.

Primero se supone una temperatura de extracción. Con esta temperatura se calculan las cantidades de calor de los componentes que salen del plato, tanto en fase líquida (el producto que se va a extraer) como en fase vapor (los otros destilados) y el vapor de agua. La diferencia de calor: la que llega al plato $Q_{EXT(1)}$ menos la que se calculó en este paso o sea la que sale del plato es el calor que elimina el reflujo interno Q_{Ri} .

Tabulando lo expuesto anteriormente, se tiene:

PLATO GASOLEO

Calor que entra al plato:

$$Q_{EXT(1)} = Q_C - Q_R$$

NOTA.- A este calor se le resta el calor que elimina el reflujo lateral pesado, o más bien, se considera que es calor que sale del plato

Calor que sale del plato:

$$\text{Gasóleo} \times H_1 T_{GOL}$$

$$\text{Gasolina} \times H_v T_{GOL}$$

$$\text{Turbosina} \times H_v T_{GOL}$$

$$\text{Kerosina} \times H_v T_{GOL}$$

$$\text{Vapor agua} \times H_v T_{GOL}$$

Las $H_v T_{GOL}$ son de vapor a la temperatura del plato de gasóleo

y las $H_1 T_{GOL}$ son de líquido a la misma temperatura.

La diferencia entre el calor que entra al plato y el -

que sale es el calor que eliminará el reflujo interno Q_{Ri} . La cantidad de reflujo interno se obtiene dividiendo Q_{Ri} entre la diferencia de entalpías del gasóleo líquido a una temperatura de $T_{GOL} - 18^{\circ}F$ ($18^{\circ}F$ es por pérdidas) y el gasóleo vapor a la temperatura del plato. Esta cantidad obtenida sirve para calcular la presión parcial de los hidrocarburos y con ésta presión se localiza la temperatura a 0% de vaporización en el diagrama de fases del gasóleo.

Cuando la temperatura supuesta originalmente coincide con la obtenida finalmente en el diagrama de fases se terminará el balance en esta zona de la torre.

NOTA.- El procedimiento realizado fué el siguiente: se supone una presión parcial y con el 0% de vaporización en el diagrama de fases se obtiene una temperatura y con esta se hacen los cálculos y cuando coincide la presión parcial calculada con la supuesta el balance se termina en esta zona.

Hasta esta sección de la torre, se tiene el siguiente balance de calor:

Calor que entra a la torre:

Q_C = Productos más vapor fondo
más vapor al agotador GOL

Calor que sale de la torre:

Q_R = Del residuo más del gasóleo a $T_{GOL} - 18^{\circ}F$

La diferencia de las dos cantidades, es la cantidad de calor que asciende en la torre a partir de la primera extrac-

ción.

Si no hay reflujo lateral entre la primera y la segunda extracción, entonces la diferencia anterior es la cantidad de calor que pasaría al siguiente plato de extracción $Q_{EXT(2)}$.

Si existe un reflujo o dos reflujo laterales, entonces el calor que entrará al plato de la segunda extracción sería la diferencia del anteriormente calculado menos el calor que elimina el o los reflujo laterales, entonces el balance sería:

Calor que entra a la torre:

Q_C = Calor de la carga

Q_{V1} = Vapor al fondo

Q_{V2} = Vapor de agotamiento al GOL

Calor que sale de la torre:

Q_R = Calor del residuo

Q_{GOL} = Calor del gasóleo

Q_{RLL} = Calor del ref. lat. lig.

Q_{RLP} = Calor del ref. lat. pes.

La diferencia entre los dos es $Q'_{EXT(2)}$ que sería el calor que entraría al plato de la segunda extracción en el cual se efectuará el siguiente balance que se realizará en forma análoga a la descrita para la primera extracción y así sucesivamente para todas las extracciones laterales.

En el caso de existir retorno de un agotador abajo de la extracción que se considere, deberá tomarse en cuenta el contenido de calor del vapor de agotamiento que se alimente

ya que es una entrada de calor adicional hacia la siguiente - extracción.

Después de la última extracción lateral la diferencia de calor en dicho plato sería la que ascendería a la parte superior de la torre Q_{domo} .

Con esta cantidad de calor se efectúa el balance del plato superior con el cual se obtiene el reflujo al domo, la temperatura del domo y el tamaño de los condensadores.

El balance será:

Calor que entra al plato:

$$Q_{\text{domo}}$$

Calor que sale del plato:

$$Q_{\text{GAS}} = \text{Gasolina} \times \frac{Hv_{T, \text{domo}}}{TQS} + \text{vapor de agua} \times Hv_{T, \text{domo}}$$

La diferencia será el calor que debe eliminar el reflujo superior. La cantidad de reflujo superior se obtiene dividiendo esta cantidad entre la diferencia de entalpías de la gasolina, una en fase vapor a la temperatura del domo y la otra como líquido a la temperatura del acumulador de gasolina. Con esta cantidad de reflujo se calcula la presión parcial de la gasolina y en el diagrama de fases de la gasolina se comprueba si la temperatura supuesta coincide con la obtenida en la gráfica a la presión parcial obtenida para 100% de vaporización; si no coincide, se hace un nuevo cálculo.

TAMAÑO DE LOS CONDENSADORES

El tamaño de los condensadores estaría dado tomando en cuenta el calor que tendrían que eliminar. Esto es:

$$Q_{\text{COND}} = (\text{gasolina} + \text{reflujo}) \times \Delta H + \text{total vapor de agua} \times \Delta H.$$

Las ΔH se obtendrán tomando primero la entalpia en fase vapor a la temperatura del domo menos la entalpia como líquido a la temperatura del acumulador.

De esta manera quedará concluido el balance térmico de la torre quedando establecidas las temperaturas y reflujo ne cesarios.

DESARROLLO NUMERICO

DATOS DE CALCULO.

Considerando 70000 Bls/D de carga a la planta y habiendo un des-
punta de 6000 Bls/D, la carga a la torre principal es de 64000-
Bls/D.

	% Vol	Bls/D	p .e.	°API	P.M.	lbs/Hr.	Moles /Hr.
CRUDO DESPUNTADO	100.0	64000	0.878	29.66	200	818998	4095--
GASOLINA	14.5	9280	0.736	60.76	105	99548	948
TURBOSINA	9.0	5760	0.791	47.39	145	66406	458
KEROSINA	10.1	6454	0.820	41.06	178	77254	434
GASOLEO LIGERO	19.4	12416	0.855	34.00	222	154724	697
RESIDUO	47.0	30080	0.960	15.90	270	420879	1559
VAPOR DE AGUA							
AL FONDO						12533	696
AL GASOLEO LIGERO						5173	287
A LA KEROSINA						2693	150
A LA TURBOSINA						2400	133

Se consideran 10 lb/Bl de vapor con respecto a productos, que--
es la relación recomendable.

FACTORES DE CONVERSION.

Para pasar de Bls/D a lbs/Hr

$$159 \text{ lts/Bl} \times \text{Dia}/24 \text{ Hr} \times 2.2 \text{ lb/Kg} = 14.575 \text{ lts.Día.lb/Bl.Hr.Kg.}$$

El factor se multiplica por Bls/D y por el p.e. para obtener --
lbs/ Hr.

Para obtener las lbs/Hr del vapor, se multiplica los Bls/D --
por 10 y dividiendo entre 24 Hr/D.

Los datos para realizar el cálculo se obtuvieron considerando una carga de 70,000 Bls/D y además los rendimientos y propiedades de los productos reportados en la destilación técnica.

Se tomará como modelo para el cálculo la torre principal de la planta primaria # 2 de la refinera, (Ver figura 11)

BALANCE TERMICO

Temperatura de la zona de vaporización:

De acuerdo con la operación actual se considera una presión total en la zona de vaporización de 1.1 Kg/cm², equivalente a 27 psia (en Azcapotzalco 590 mm Hg), con la cual se obtiene la presión parcial de los hidrocarburos:

$$P = 27 \times \frac{948 + 458 + 434 + 697}{948 + 458 + 434 + 697 + 696} = 21.19 \text{ psia}$$

Con esta presión parcial y tomando como base los rendimientos de destilados que es del 53%, es necesario que para aumentar el reflujo interno y mejorar el fraccionamiento se recomienda destilar un 5% del residuo (OVER-FLASH), o sea, que el destilado aumentara al 55.35%.

Con el 55.35% vaporizado y la presión parcial de 21.19-psia en el diagrama de fases del crudo despuntado corresponde una temperatura de 660°F (349°C).

BALANCE DE CALOR DE LA TORRE. - CALOR HACIA EL GASOLEO -

LIGERO.

Calor que entra a la torre: Calor que sale de la torre.

$$\begin{aligned} \text{GASOLINA} &= 99548 \times 507 = 50.47 \times 10^6 \\ \text{TURBOSINA} &= 66406 \times 488 = 32.41 \times 10^6 \\ \text{KEROSINA} &= 77254 \times 480 = 37.08 \times 10^6 \\ \text{GASOLEO} &= 154724 \times 471 = 72.88 \times 10^6 \end{aligned}$$

$$\text{RESIDUO} = 420879 \times 330 = 138.89 \times 10^6$$

$$\text{Residuo vap} = 0.05 \times 420879 \times 435 = 9.15 \times 10^6$$

$$\text{Residuo liq} = 0.95 \times 420879 \times 437 = 138.74 \times 10^6$$

$$\text{Vapor fondo} = 12533 \times 1436 = \underline{18.00} \times 10^6$$

$$\text{TOTAL} = 358.73 \times 10^6$$

$$\text{Diferencia} = 358.73 - 138.89 = 219.84 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

Las entalpias de los productos se obtienen de la figura 10 con la temperatura y grados API, dependiendo en la fase en que se encuentren ya sea vapor o líquido. A estas entalpias se les hace una corrección para los diferentes K de los productos, como se indica en el cuadro superior derecho de la figura 10. La entalpia del residuo que sale se obtuvo a 30°F menos, que es la pérdida que sufre al salir de la torre.

Gasolina K = 12.14, Turbosina K = 11.84, Kerosina K = 11.79, Gasóleo K = 11.71 y Residuo K = 10.88.

Las entalpias de vapor de agua se obtienen de tablas de vapor.

Temperatura del plato de extracción de gasóleo ligero:

Como se había mencionado anteriormente para este cálculo

lo se utiliza el método de ensayo y error (tanteo), dando un valor arbitrario a la presión parcial y verificándolo al final del procedimiento.

Suponiendo una presión parcial de 11 psia. y con el parámetro de 0% vaporizado, en el diagrama de fases del gasóleo se obtiene una temperatura de 530°F (277°C), si se considera que el calor del RLP (reflujo lateral pesado) para el cual se tiene un flujo de 5000 Bls/D equivale a 62673 lb/Hr (p.e. = -0.860) y que se extrae entre los platos 12 y 13 y se retorna en el plato de extracción del gasóleo que es el plato 15. El RLP intercambiará calor de 545°F a 158°F (de 285°C a 70°C).

BALANCE DE CALOR.- CALOR EN EL PLATO DE GASOLEO LIGERO

Calor que llega al plato: Calor que sale del plato:

De la zona de vaporización de la GAS_v = 99548x421=41.91x10⁶.

torre = 219.84, menos el calor TUR_v = 66406x408=27.09x10⁶.

que intercambia el RLP, Q = mΔH KER_v = 77254x403=31.13x 10⁶

62673x237=14.85x10⁶ BTU/Hr. GOL₁ = 154724x303=46.88x 10⁶

TOTAL = 204.99 x 10⁶ BTU/Hr Vapor al fondo=12533x1300=16.29 x 10⁶

TOTAL = 163.30 x 10⁶

Diferencia = 204.99 - 163.30 = 41.69x10⁶ BTU/Hr.

REFLUJO INTERNO = $\frac{Q}{\Delta H}$ donde ΔH = H_{vap} - H_{liq}

Las entalpias corresponden al gasóleo ligero y se obtienen:

H_{vap} a la temperatura del plato y H_{liq} a $10^{\circ}F$ menos que la temperatura del plato.

$$\Delta H = 395 - 295 = 100 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{41.69 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}}{100 \text{ BTU/lb}} = 41.69 \times 10^4 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{41.69 \times 10^4 \text{ lb/Hr}}{222 \text{ lb/lb mol}} = 1878 \text{ lb mol/Hr}$$

En la torre se produce una caída de presión en cada corte por el aligeramiento de los productos, esta caída de presión se ha comprobado en la operación de la planta que corresponde a 1.2 psia en cada corte líquido (salida lateral) y en el domo es de 0.9 psia.

Verificando la presión supuesta:

$$p = (27 - 1.2) \frac{1878}{1878 + 948 + 458 + 434 + 696} = 10.98 \text{ psia}$$

Contra 11 psia que se había supuesto, el tanteo es satisfactorio, por lo tanto la temperatura del plato de gasóleo ligero es de 530°F (277°C).

Ahora se efectuará el balance total de calor en la torre hasta esta sección, incluyendo: retorno del agotador de GOL (plato 18) el RLL (reflujo lateral ligero) que se extrae entre los platos 21 y 22 y se retorna en el de extracción de Kerosina que es el plato 24, para el cual se tiene un flujo de 6252 Bls/D que equivale a 75176 lb/Hr (p.e. = 0.825). El RLL intercambia calor de 464°F a 122°F (de 240°C a 50°C).

BALANCE DE CALOR DE LA TORRE.- CALOR HACIA LA KEROSINA.

Calor que entra en la torre:

$$\begin{aligned}
 Q \text{ carga} &= 340.73 \times 10^6 \\
 \text{Vapor al fondo} &= 12533 \times 1436 = 18.00 \times 10^6 \\
 \text{Vapor al GOL} &= 5173 \times 1436 = \underline{7.43} \times 10^6 \\
 \text{TOTAL} &= 366.16 \times 10^6
 \end{aligned}$$

Calor que sale de la torre:

$$\begin{aligned}
 \text{RESIDUO} &= 420879 \times 330 = 138.89 \times 10^6 \\
 \text{GASOLEO} &= 154724 \times 287 = 44.41 \times 10^6 \\
 \text{RLP} &= 62673 \times 237 = 14.85 \times 10^6 \\
 \text{RLL} &= 75176 \times 205 = \underline{15.41} \times 10^6 \\
 \text{TOTAL} &= 213.56 \times 10^6
 \end{aligned}$$

$$\text{Diferencia} = 366.16 - 213.56 = 152.60 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

Los productos líquidos al salir de la torre se toman a la temperatura del plato de extracción, pero como se toma en cuenta el agotador, el producto sufre una caída de temperatura de 18°F aproximadamente, así entonces las entalpías de los productos laterales se toman a la temperatura del plato menos 18°F.

Temperatura del plato de extracción de kerosina:

Se sigue el mismo procedimiento que se aplicó para el gasóleo ligero.

Suponiendo una presión de 15.5 psia y con el parámetro

de 0% vaporizado, en el diagrama de fases de la kerosina se -
obtiene una temperatura de 450°F (232°C).

BALANCE DE CALOR.- CALOR EN EL PLATO DE KEROSINA.

Calor que llega al plato:

Calor que sale del plato:

Del balance de la torre: GASOLINA_v = 99548 x 370 = 36.83 x 10⁶

Q = 152.60 x 10⁶ BTU/Hr TURBOSINA_v = 66406 x 357 = 23.71 x 10⁶

KEROSINA_l = 77254 x 254 = 19.62 x 10⁶

Vapor = (12533 - 5173) x 1262 = 22.34 x 10⁶

TOTAL = 102.50 x 10⁶

Diferencia = 152.60 - 102.50 = 50.10 x 10⁶ BTU/Hr.

REFLUJO INTERNO = $\frac{50.10 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}}{109 \text{ BTU/lb}}$ = 459633 lb/Hr.

$\Delta H = H_v 450^\circ\text{F} - H_l 440^\circ\text{F} = 355 - 246 = 109 \text{ BTU/lb}$

REFLUJO INTERNO = $\frac{459633 \text{ lb/Hr}}{178 \text{ lb/lbmol}}$ = 2582 lbmol/Hr

Verificando la presión supuesta:

$P = (27 - 2.4) \frac{2582}{2582 + 948 + 458 + 696 + 287} = 12.8 \text{ psia}$

Contra 15.5 psia que se había supuesto, se procede a -
efectuar un nuevo cálculo.

Suponiendo una presión de 13 psia y con el parámetro -
de 0% vaporizado, en el diagrama de fases de la kerosina se -
obtiene una temperatura de 437°F (225°C).

BALANCE DE CALOR.- CALOR EN EL PLATO DE KEROSINA.

Calor que llega al plato:

Calor que sale del plato:

Del balance de la torre:

$$\text{GASOLINA}_v = 99548 \times 364 = 36.24 \times 10^6$$

$$Q = 152.60 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}$$

$$\text{TURBOSINA}_v = 66406 \times 351 = 23.31 \times 10^6$$

$$\text{KEROSINA}_1 = 77254 \times 244 = 18.85 \times 10^6$$

$$\text{Vapor} = (12533 + 5173) \times 1259 = 22.29 \times 10^6$$

$$\text{TOTAL} = 100.69 \times 10^6$$

$$\text{Diferencia} = 152.60 - 100.69 = 51.91 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\Delta H = H_v 437^\circ\text{F} - H_l 427^\circ\text{F} = 348 - 238 = 110 \text{ BTU/lb}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{51.91 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}}{110 \text{ BTU/lb}} = 471909 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{471909 \text{ lb/Hr}}{178 \text{ lb/lbmol}} = 2651 \text{ lbmol/Hr}$$

Verificando la presión supuesta:

$$P = (27 - 2.4) \frac{2651}{2651 + 948 + 458 + 696 + 287} = 12.94 \text{ psia}$$

Contra 13 psia que había supuesto, el tanteo es satisfactorio, por lo tanto la temperatura del plato de kerosina es de 437°F (225°C).

Ahora se efectuará el balance total de calor en la torre hasta esta sección, incluyendo: el retorno del agotador de kerosina (plato 27).

BALANCE DE CALOR DE LA TORRE.- CALOR HACIA LA TURBOSI-

NA.

Calor que entra a la torre:

$$\begin{aligned}
 Q \text{ carga} &= 340.73 \times 10^6 \\
 \text{Vapor al fondo} &= 12533 \times 1436 = 18.00 \times 10^6 \\
 \text{Vapor al GOL} &= 5173 \times 1436 = 7.43 \times 10^6 \\
 \text{Vapor a la KER} &= 2693 \times 1436 = \underline{3.87} \times 10^6 \\
 \text{TOTAL} &= 370.03 \times 10^6
 \end{aligned}$$

Calor que sale de la torre:

$$\begin{aligned}
 \text{RESIDUO} &= 420879 \times 330 = 138.89 \times 10^6 \\
 \text{GASOLEO} &= 154724 \times 287 = 44.41 \times 10^6 \\
 \text{KEROSINA} &= 77254 \times 234 = 18.08 \times 10^6 \\
 \text{RLP} &= 62673 \times 237 = 14.85 \times 10^6 \\
 \text{RLI} &= 75176 \times 205 = \underline{15.41} \times 10^6 \\
 \text{TOTAL} &= 231.64 \times 10^6
 \end{aligned}$$

$$\text{Diferencia} = 370.03 - 231.64 = 138.39 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

Temperatura del plato de extracción de turbosina:

Nuevamente se aplica el método de tanteo.

Suponiendo una presión de 15.3 psia y con el parámetro de 0% vaporizado, en el diagrama de fases de la turbosina se obtiene una temperatura de 360°F (182°C).

BALANCE DE CALOR.- CALOR EN EL PLATO DE TURBOSINA.

Calor que llega al plato:	Calor que sale del plato:
Del balance de la torre:	GASOLINA _v = 99548 × 320 = 31.86 × 10 ⁶
Q = 138.39 × 10 ⁶ BTU/Hr	TURBOSINA ₁ = 66406 × 195 = 12.95 × 10 ⁶

$$\text{Vapor} = (12533 + 5173 + 2693) \times 1220 = \underline{24.87} \times 10^6$$

$$\text{TOTAL} = 69.68 \times 10^6$$

$$\text{Diferencia} = 138.39 - 69.68 = 68.71 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\Delta H = H_v \text{ 360}^\circ\text{F} - H_l \text{ 350}^\circ\text{F} = 310 - 190 = 120 \text{ BTU/lb.}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{68.71 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}}{120 \text{ BTU/lb}} = 572583 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{572583 \text{ lb/Hr}}{145 \text{ lb/lbmol}} = 3949 \text{ lbmol/Hr.}$$

Verificando la presión supuesta.

$$P = (27 - 3.6) \frac{3949}{3949 + 948 + 696 + 257 + 150} = 15.32 \text{ psia.}$$

Contra 15.3 psia que se había supuesto, es satisfactorio, por lo tanto la temperatura del plato de turbosina es de 360°F (182°C).

Nuevamente se efectuará el balance total de la torre - hasta esta sección, con objeto de conocer el calor que llega al ~~domo~~, donde se extraerá la gasolina en fase vapor.

BALANCE DE CALOR DE LA TORRE. CALOR HACIA LA GASOLINA.

Calor que entra a la torre:

$$Q \text{ carga} = 340.73 \times 10^6$$

$$\text{Vapor al fondo} = 12533 \times 1436 = 18.00 \times 10^6$$

$$\text{Vapor al GOL} = 5173 \times 1436 = 7.43 \times 10^6$$

$$\text{Vapor a la KER} = 2693 \times 1436 = \underline{3.87} \times 10^6$$

$$\text{TOTAL} = 370.03 \times 10^6$$

Calor que sale de la torre:

$$\text{RESIDUO} = 420879 \times 330 = 138.89 \times 10^6$$

$$\text{GASOLEO} = 154724 \times 287 = 44.41 \times 10^6$$

$$\text{KEROSINA} = 77254 \times 234 = 18.08 \times 10^6$$

$$\text{TURBOSINA} = 66406 \times 185 = 12.29 \times 10^6$$

$$\text{RLP} = 62673 \times 237 = 14.85 \times 10^6$$

$$\text{RLL} = 75176 \times 205 = \underline{15.41} \times 10^6$$

$$\text{TOTAL} = 243.93 \times 10^6$$

$$\text{Diferencia} = 370.03 - 243.93 = 126.10 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

Como se observa el vapor del agotador de turbosina no entra en el balance debido a que no entra en la torre, sino va directamente a los vapores de destilados de la gasolina.

Temperatura del domo de extracción de gasolina:

Nuevamente se aplica el método de tanteo, suponiendo una presión de 17.4 psia y con el parámetro de 100% vaporizado, en el diagrama de fases de la gasolina se obtiene una temperatura de 310°F (154°C).

BALANCE DE CALOR.- CALOR EN EL DOMO DE LA TORRE.

Calor que llega al plato: (ULTIMO) Calor que sale del plato:

$$\text{Del balance de la torre: GASOLINA}_v = 99548 \times 295 = 29.37 \times 10^6$$

$$Q = 126.10 \times 10^6 \text{ BTU/Hr. Vapor} = (12533 + 5173 + 2693) \times 1197 = \underline{24.42} \times 10^6$$

$$\text{TOTAL} = 53.79 \times 10^6$$

$$\text{Diferencia} = 126.10 - 53.79 = 72.31 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\Delta H = H_v \text{ 310}^\circ\text{F} - H_l \text{ 111}^\circ\text{F} = 295 - 55 = 240 \text{ BTU/lb.}$$

Esto es, debido a que la gasolina llega al acumulador - a 111°F (44°C), por eso se toma la entalpia líquido a esa temperatura.

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{72.31 \times 10^6 \text{ BTU/Hr}}{240 \text{ BTU/lb}} = 301292 \text{ lb/Hr.}$$

$$\text{REFLUJO INTERNO} = \frac{301292 \text{ lb/Hr}}{105 \text{ lb/lbmol}} = 2869 \text{ lbmol/Hr.}$$

Verificando la presión supuesta:

$$P = (27 - 4.5) \frac{2869 + 948}{2869 + 948 + 696 + 287 + 150} = 17.35 \text{ psia}$$

Contra 17.4 psia que se había supuesto, es satisfactorio, por lo tanto la temperatura del domo es de 310°F (154°C).

CAPACIDAD DE LOS CONDENSADORES.

Los condensadores trabajarán con los siguientes vapores

Gasolina producto	99548 lb/Hr.
Gasolina reflujo	301292 lb/Hr.
Vapor al fondo, al GOL, a la KER.12533+5173+2693=	20399 lb/Hr.
Vapor a la TUR.....	2400 lb/Hr.

Como se había previsto se enfriarán hasta 111°F (44°C), temperatura que llegan al acumulador de gasolina, por lo tanto las ΔH entre vapor y líquido serán:

$$\Delta H_{\text{Gasolina}} = H_v \text{ 310}^\circ\text{F} - H_l \text{ 111}^\circ\text{F} = 295 - 55 = 240 \text{ BTU/lb.}$$

$$\Delta H_{\text{Vapor}} = H_v \text{ 310}^\circ\text{F} - H_l \text{ 111}^\circ\text{F} = 1197 - 95 = 1102 \text{ BTU/lb.}$$

$$\Delta H_{\text{Vapor}} = H_V 373^\circ\text{F} - H_L 111^\circ\text{F} = 1226 - 95 = 1131 \text{ BTU/lb.}$$

Calor eliminado por los condensadores:

$$\text{Gasolina producto} \dots\dots = 99548 \times 240 = 23.89 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\text{Gasolina reflujo} \dots\dots = 301292 \times 240 = 72.31 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\text{Vapor al fondo, GOL, KER.} = 20399 \times 1102 = 22.48 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$\text{Vapor a la TUR.} \dots\dots\dots = 2400 \times 1131 = \underline{2.71 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}}$$

$$\text{TOTAL} = 121.39 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

Capacidad de los condensadores es 121.39×10^6 BTU/Hr. -
incluyendo el vapor del agotador de turbosina.

Con el objeto de comprobar si el balance térmico es co-
rrecto, se efectuara el balance total de la torre con los da-
tos obtenidos.

Se tiene que la gasolina producto sale a 111°F (44°C), -
junto con el agua del vapor de los agotadores de fondo, GOL, -
KER.

$$Q_{\text{Gasolina}} = 99548 \times 55 = 5.48 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

$$Q_{\text{Agua}} = 20399 \times 95 = 1.94 \times 10^6 \text{ BTU/Hr.}$$

Como el vapor del agotador de turbosina no entra a la
torre no se tomará en cuenta en el balance, por lo tanto en
el balance total se resta el calor del vapor del agotador de-
turbosina al calor de los condensadores y quedará así:

$$\text{Condensadores} - \text{Vapor a la TUR.} = 121.39 - 2.71 = 118.68 \times 10^6 - \\ \text{BTU/Hr.}$$

BALANCE TOTAL DE LA TORRE.

Calor que entra a la torre:		Calor que sale de la torre:	
GASOLINA.....	50.47 x 10 ⁶ BTU/Hr.	RESIDUO.....	138.89 x 10 ⁶ BTU/Hr.
TURBOSINA.....	32.41 x 10 ⁶ BTU/Hr.	GASOLEO.....	44.41 x 10 ⁶ BTU/Hr.
KEROSINA	37.08 x 10 ⁶ BTU/Hr.	KEROSINA....	18.08 x 10 ⁶ BTU/Hr.
GASOLEO	72.88 x 10 ⁶ BTU/Hr.	TURBOSINA...	12.29 x 10 ⁶ BTU/Hr.
Residuo vapor	9.15 x 10 ⁶ BTU/Hr.	GASOLINA....	5.48 x 10 ⁶ BTU/Hr.
Residuo líquido.....	138.74 x 10 ⁶ BTU/Hr.	RLP.....	14.85 x 10 ⁶ BTU/Hr.
Vapor al fondo.....	18.00 x 10 ⁶ BTU/Hr.	RLL.....	15.41 x 10 ⁶ BTU/Hr.
Vapor al GOL.....	7.43 x 10 ⁶ BTU/Hr.	CONDENSADORES	118.68 x 10 ⁶ BTU/Hr.
Vapor a la KER	3.87 x 10 ⁶ BTU/Hr.	Agua.....	<u>1.94 x 10⁶</u> BTU/Hr.
TOTAL.....	370.03 x 10 ⁶ BTU/Hr.	TOTAL.....	370.03 x 10 ⁶ BTU/Hr.

Como se puede observar el balance calculado es ADIABATICO, ya que -
no se considerarán pérdidas en la torre.

CONCLUSIONS

Es de gran importancia en cualquier planta tener especificadas las condiciones de operación, para las cuales se obtendrá un mejor rendimiento de cada uno de los equipos que se tengan en funcionamiento.

En este caso particular, en el cual se realizó una caracterización térmica, para una torre de destilación, permitirá que en base a los cálculos realizados se pueda obtener:

- 1) Una idea acerca del buen funcionamiento de la torre de destilación.
- 2) Las condiciones de operación de la torre de destilación.
- 3) En base a estas condiciones cuál es la cantidad de productos que se desea obtener y así mismo la alimentación que se requiere.

La destilación Hempel indica en forma aproximada la composición del crudo, por lo tanto puede servir de referencia para fijar las extracciones de los productos.

El vapor de arrastre y la temperatura de la zona de vaporización están íntimamente relacionados. Para un mismo crudo, si se aumenta el vapor de arrastre se abate la presión parcial y por lo tanto se requiere menor temperatura de la carga.

Un aumento de extracción de cualquier producto provoca una disminución de reflujo interno ocasionando un aumento de temperatura en la sección inferior de la extracción (esto-

se conoce como falta de rectificación).

Los reflujos laterales intermedios ayudan a descongestionar la torre ya que en forma parcial sustituyen al reflujo interno, como intercambian calor, retornan a la torre más - - fríos por lo tanto se requiere una cantidad menor de reflujo interno para mantener el equilibrio térmico.

Dependiendo de la capacidad de los calentadores de carga y de los condensadores del domo, se deberá relacionar la temperatura de alimentación a la torre y la cantidad de vapor de arrastre.

Para el caso particular de la planta primaria # 2 de la refinería "18 de Marzo", se considera pertinente aumentar al máximo al despunte para disminuir el contenido de gasolina en la carga a la torre fraccionadora y así poder descongestionar la parte superior de la torre, que como se ve en esta caracterización térmica, en la sección de la extracción de turbosina es donde se requiere la mayor cantidad de reflujo interno, el cual prácticamente es proporcionado por el reflujo principal que guarda una relación con el destilado de 3.03.

De acuerdo con el intercambio de calor de productos y reflujos intermedios contra el crudo de carga a las torres de despunte, para incrementar la temperatura de la carga se considera pertinente operar la torre principal con el mínimo de

vapor de arrastre y la máxima temperatura en la zona de vaporización, de esta manera se podrá incrementar el reflujo intermedio pesado para mantener el equilibrio térmico. El residuo al aumentar su temperatura y el reflujo intermedio pesado, al incrementar su flujo proporcionarán mayor cantidad de calor al crudo de carga con lo cual se aumentará el despunte.

Las limitaciones para este procedimiento serían:

- a).- La capacidad térmica de los calentadores.
- b).- La capacidad hidráulica de la torre, o sea, evitar la inundación por exceso de recirculación del reflujo intermedio pesado.

Los diagramas de fases y la estimación de los traslapes junto con la caracterización térmica dan una idea clara sobre el efecto de las diferentes variables de destilación. Las gráficas y los cálculos efectuados permiten interpretar los cambios que se obtendrían en las condiciones de operación, en la calidad de los productos y en los rendimientos al efectuar algún cambio sobre las variables.

El presente trabajo tiene como finalidad el de unificar los criterios en la operación de ésta planta y al mismo tiempo obtener nuevas ideas del personal técnico en general que ayuden a optimizar la operación de destilación de ésta planta.

A P E N D I C E

Applied Hydrocarbon Thermodynamics

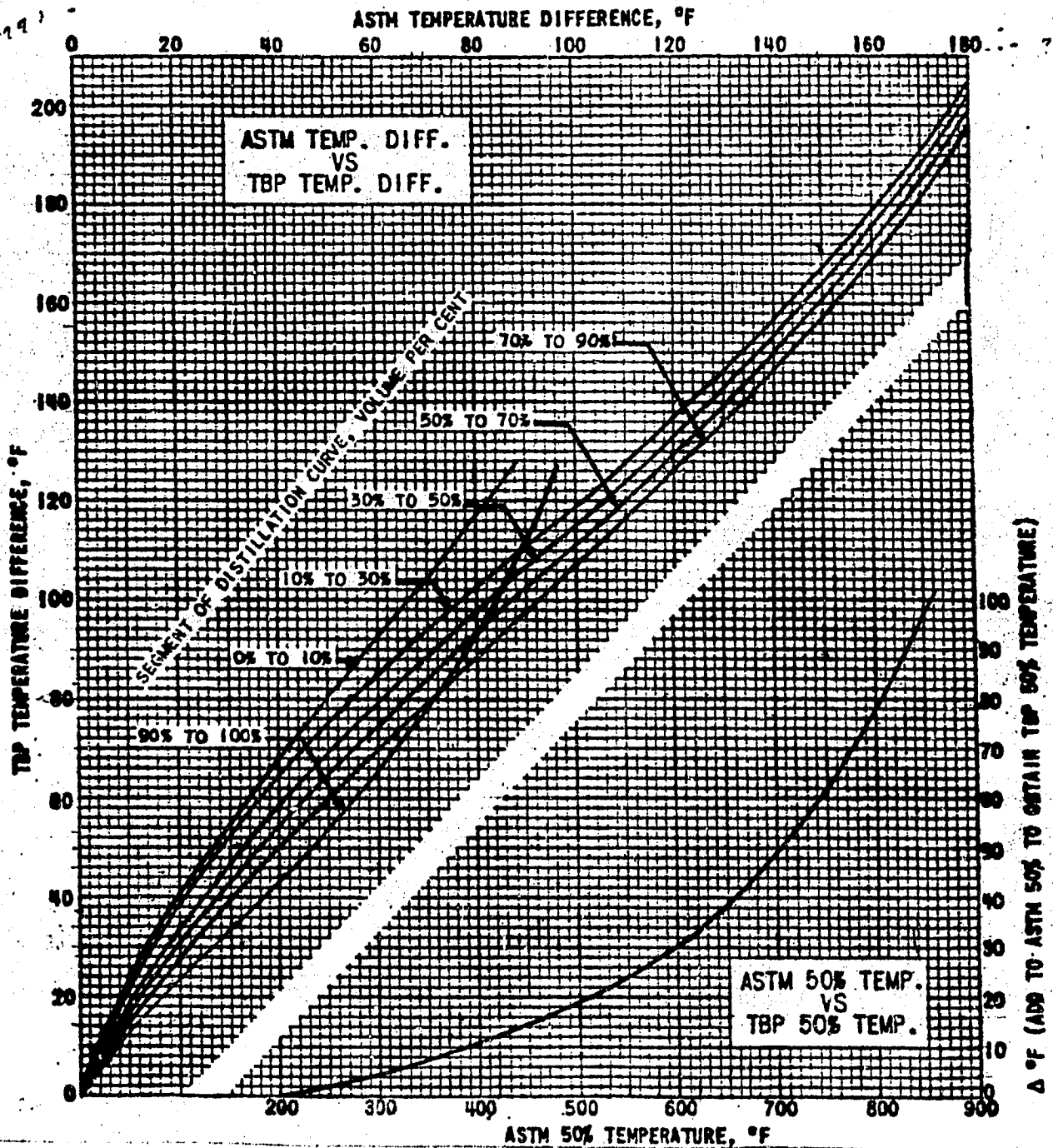


Fig. 2-(derecha inferior) 50% de temperatura ASTM vs 50% de temperatura TBP.

Fig. 3-(izquierda superior) diferencias de temperatura ASTM vs. diferencia de temperatura TBP

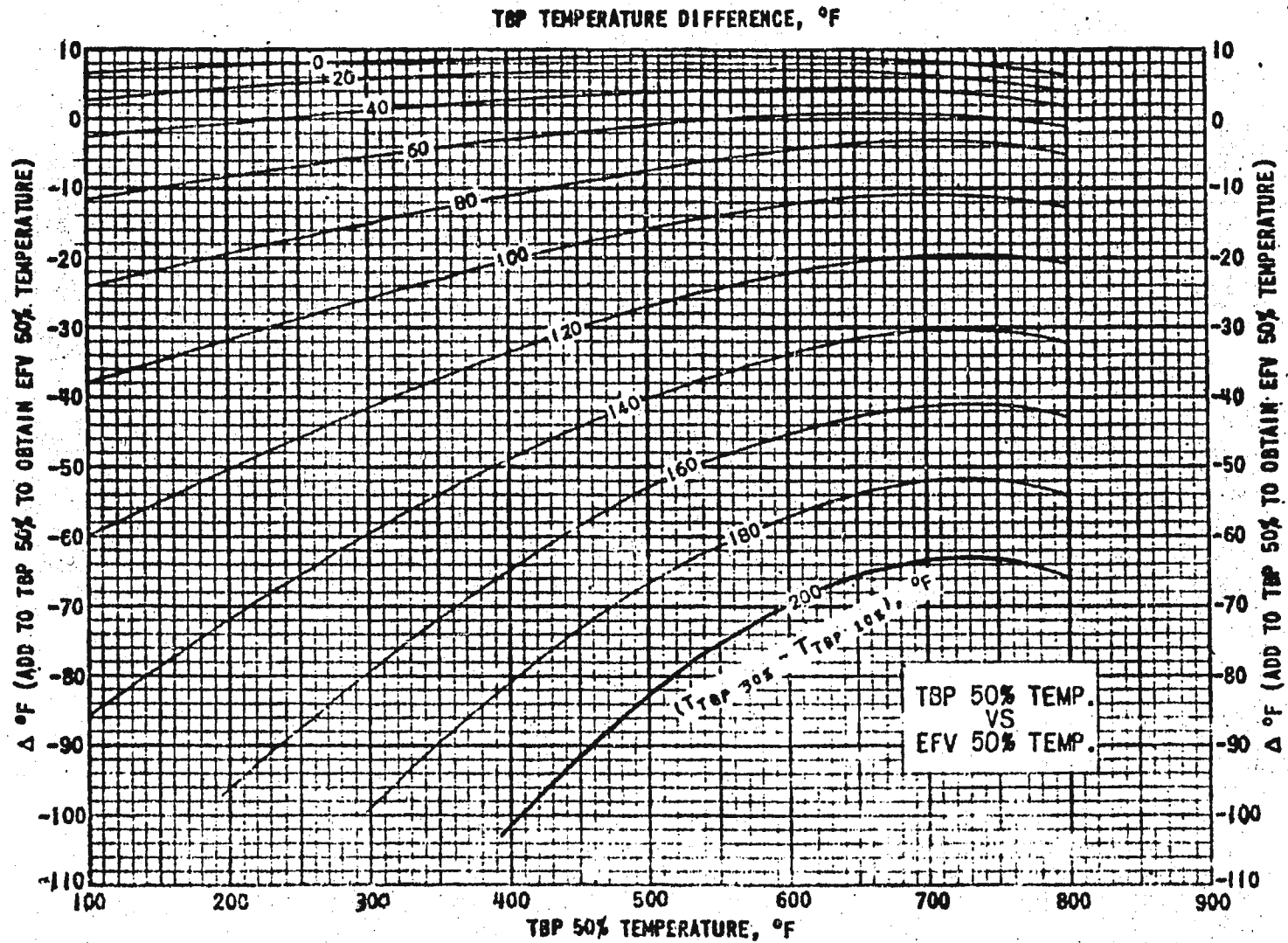


Fig. 4- 50% de temperatura TBP vs. 50% de temperatura EFV

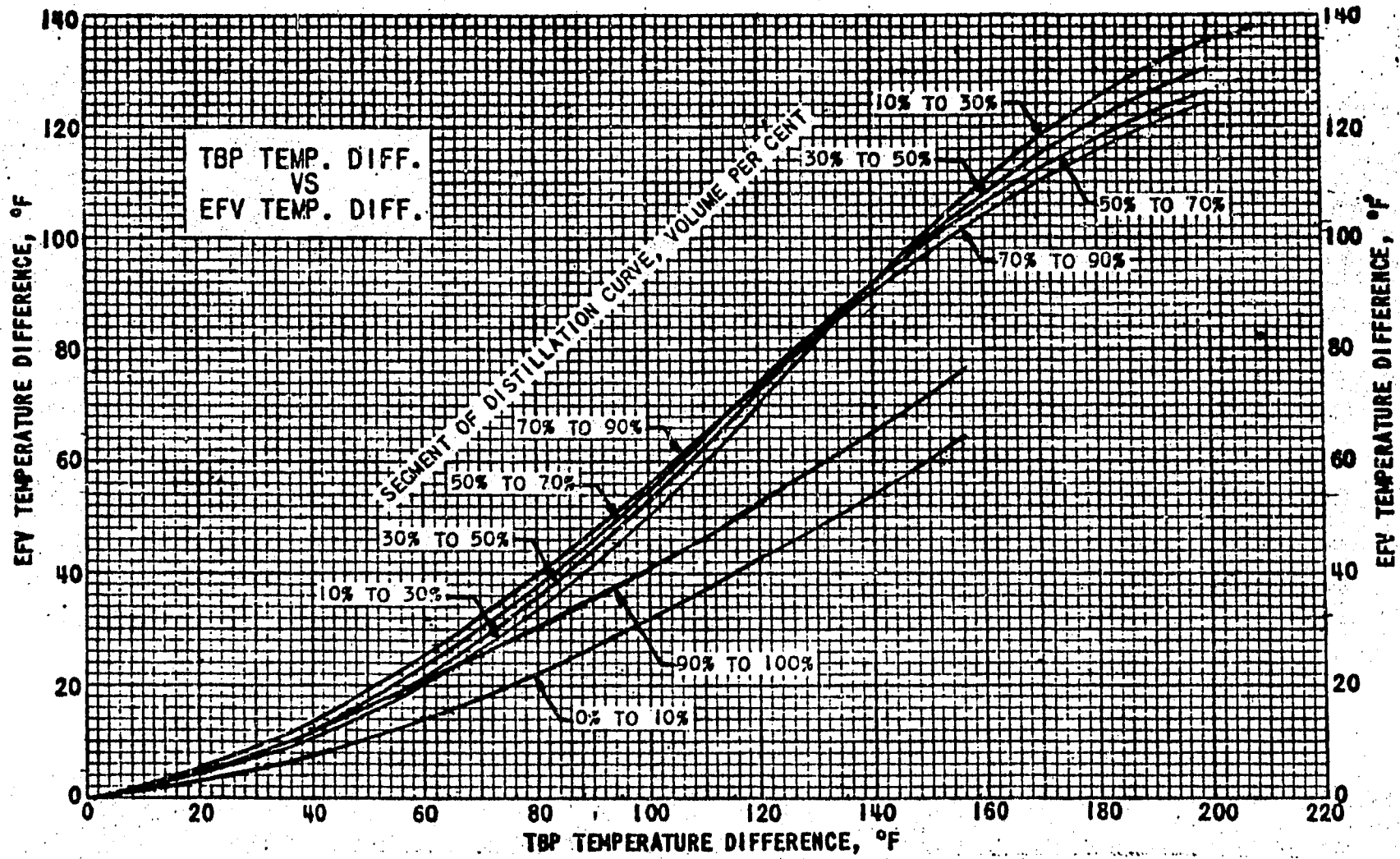


Fig. 5- diferencia de temperatura TBP vs. diferencia de temperatura EFV

Applied Hydrocarbon Thermodynamics

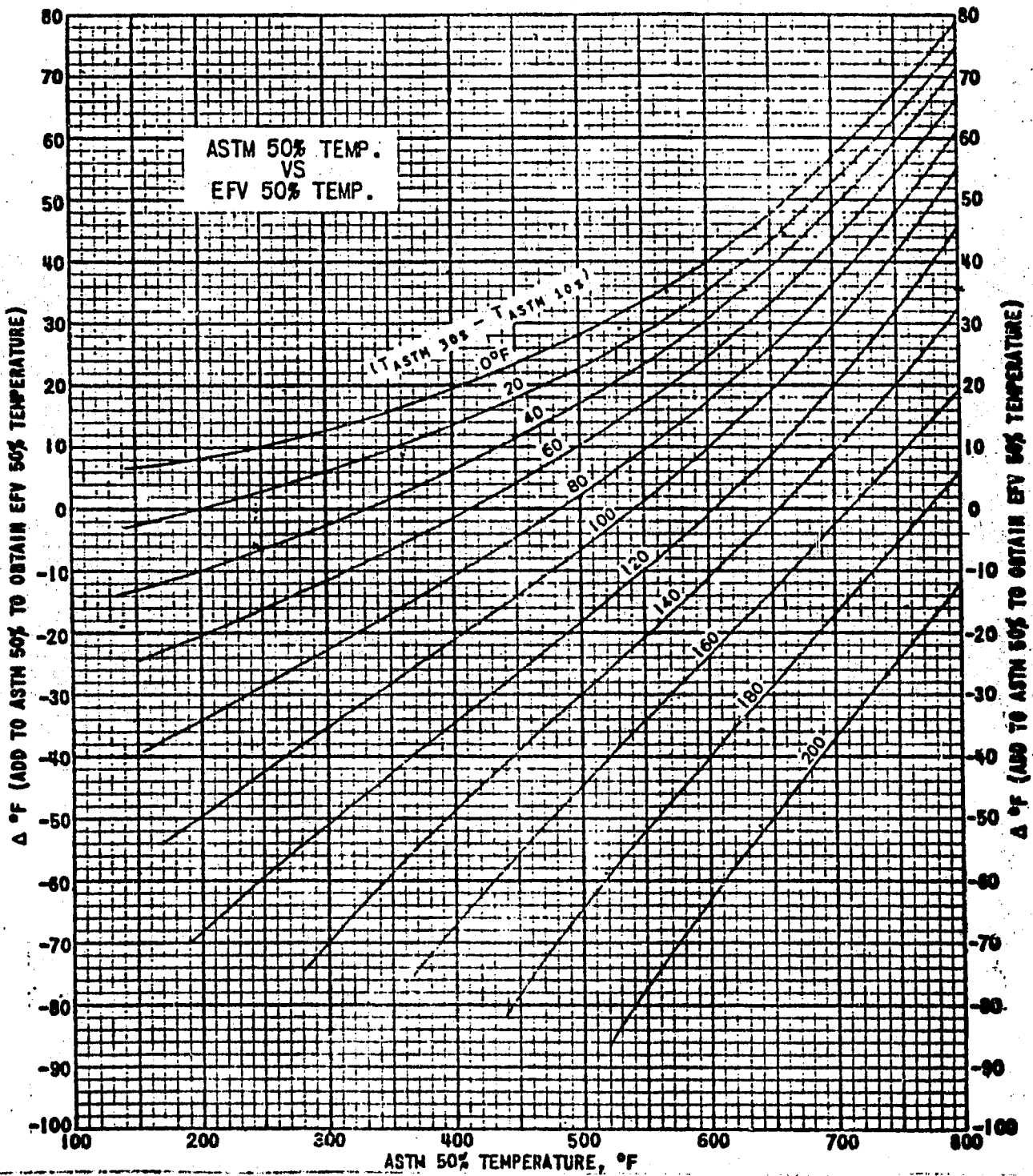


Fig. 6- 50% de temperatura ASTM, vs. 50% de temperatura EFV

Equilibrium Flash Vaporization Correlations for Petroleum Fractions

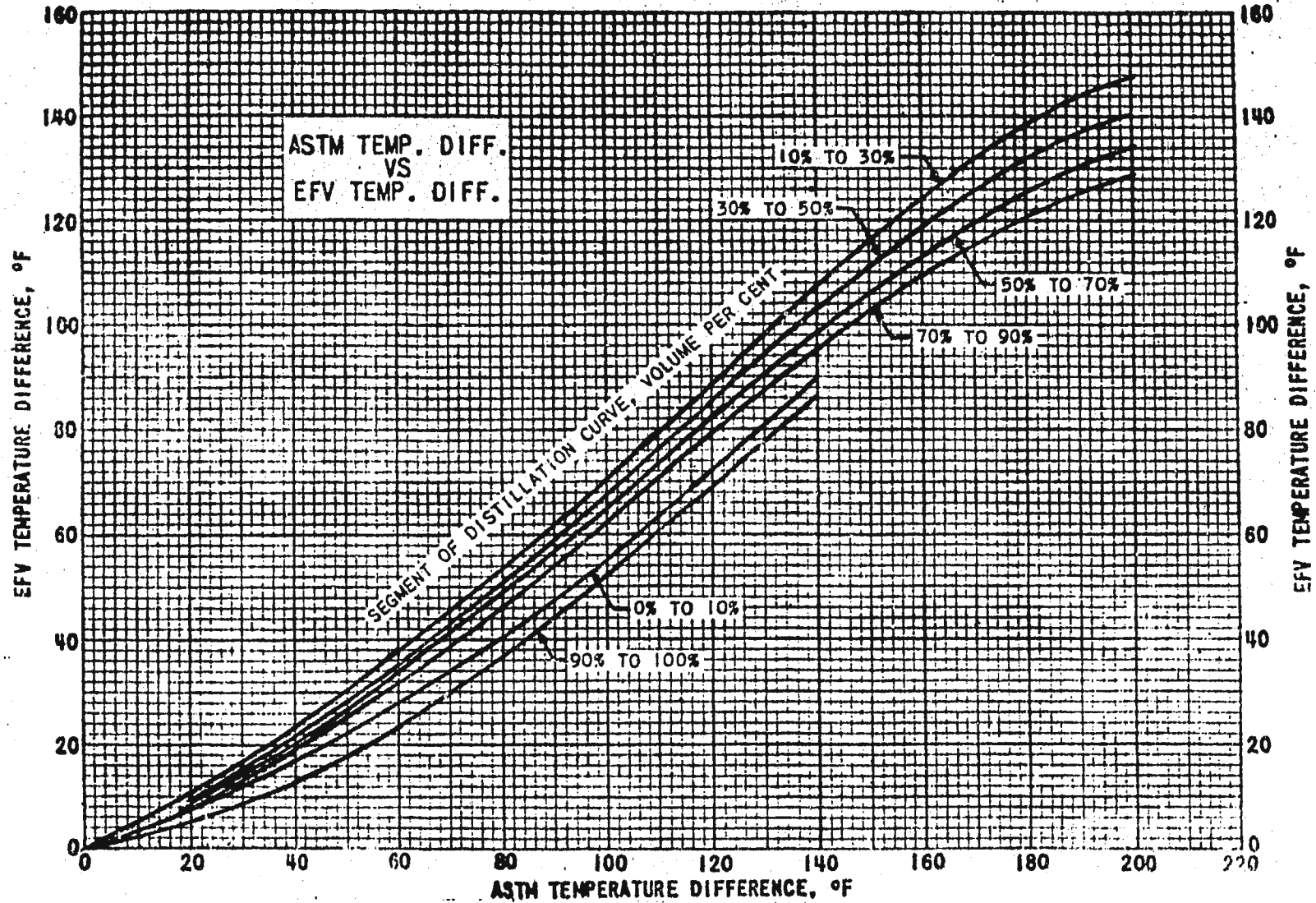


Fig. 7-diferencia de temperatura ASTM vs. diferencia de temperatura EFV

CALCULATION OF UOP CHARACTERIZATION FACTOR (375-59)

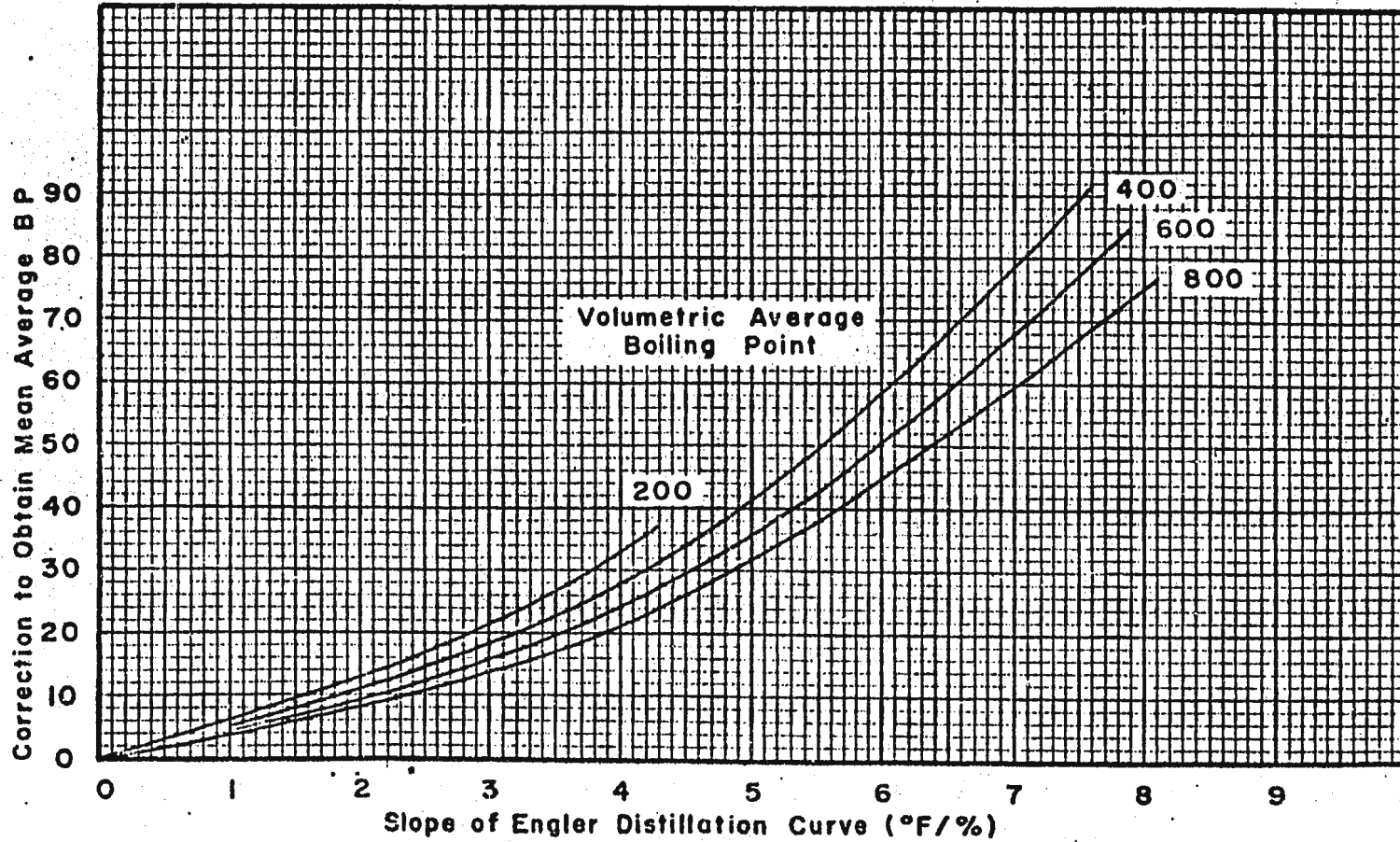


Figura 8

MABP de punto de ebullición promedio volumetrico y la pendiente

CALCULATION OF UOP CHARACTERIZATION FACTOR (375-39)

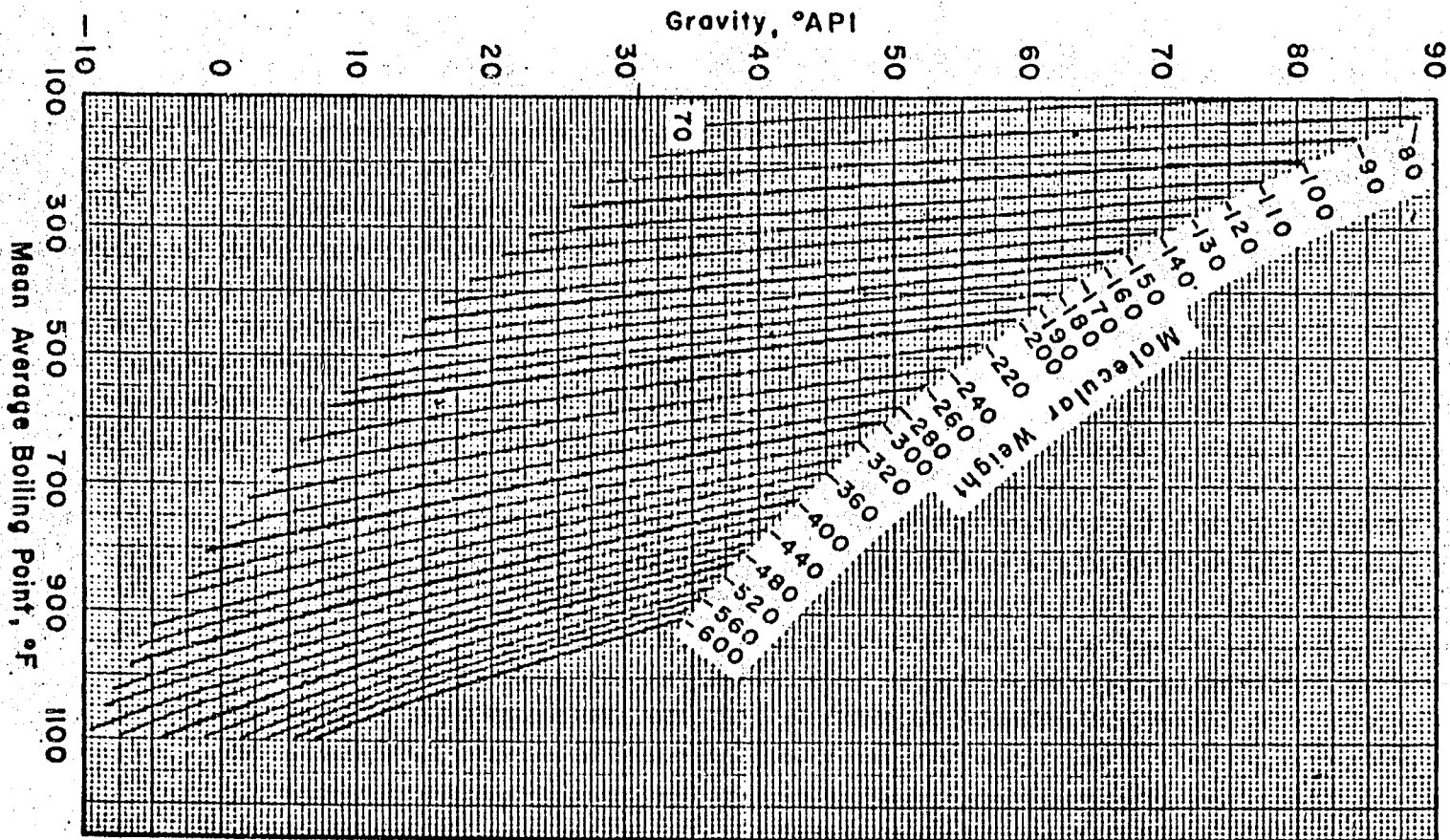


Figura 9

PM de punto de ebullición promedio medio y la gravedad en °API

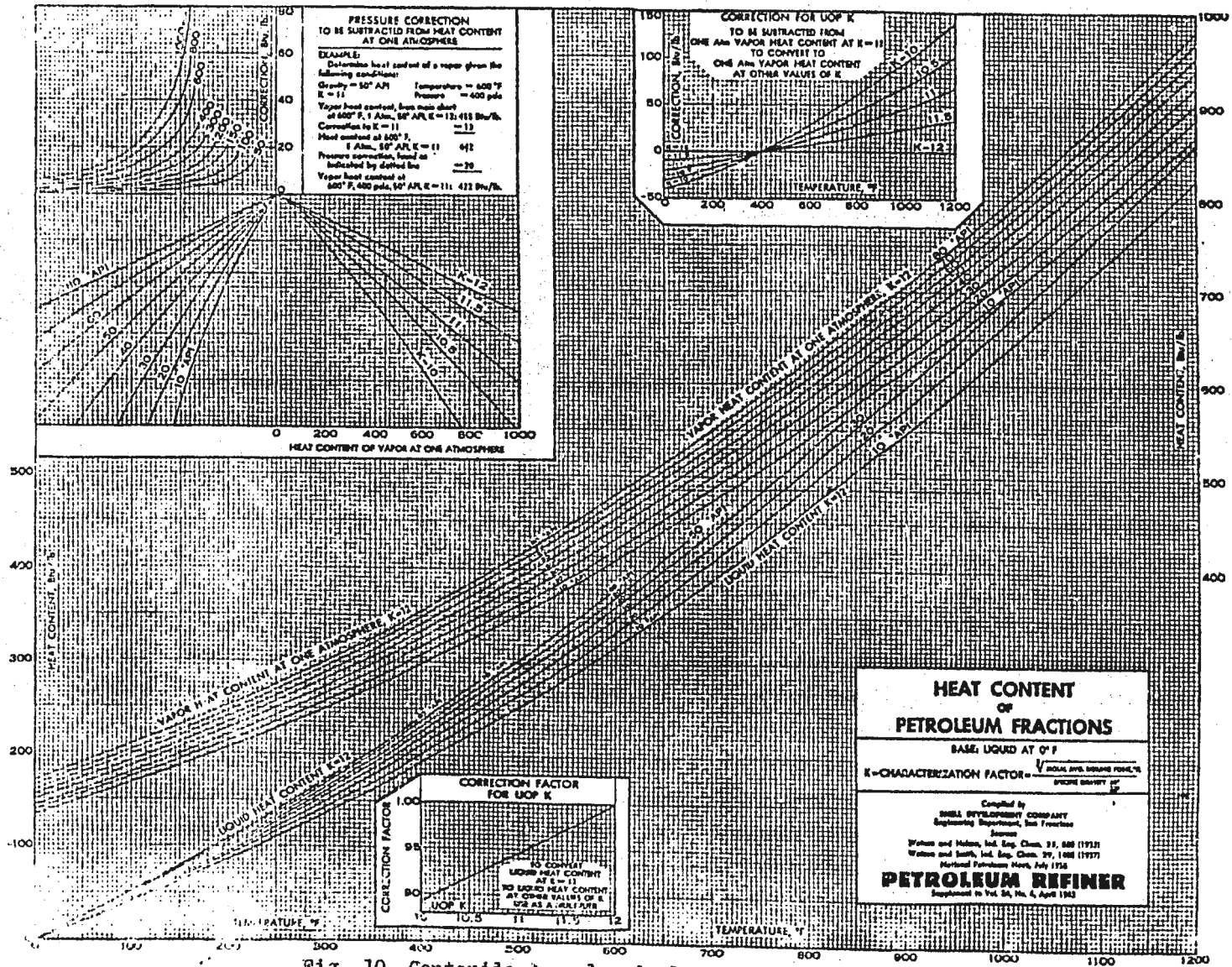


Fig. 10. Contenido de calor de las fracciones del petróleo

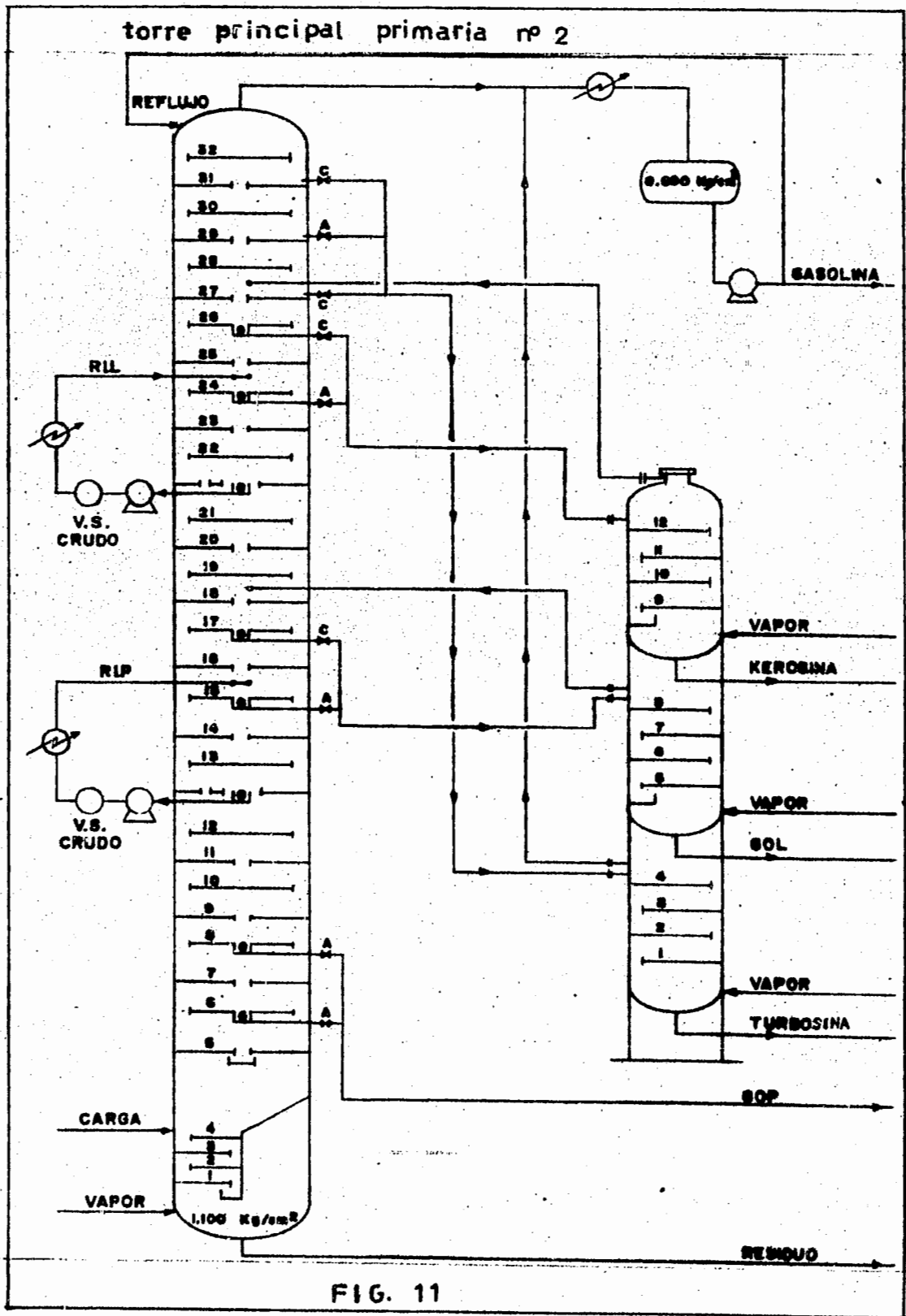


FIG. 11

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Bell H.S., "American Petroleum Refining", 3^a. Ed, D.- Van Nostrand Company, New York, 1945.
- 2.- Clarke L., "Manual for Process Engineering Calculations" Mc Graw-Hill Book Company, U.S.A., 1947.
- 3.- Edmister W.C. "Applied Hydrocarbon Thermodynamics", - - 2^a. Ed, Gulf Publishing Company, Houston Texas, 1974.
- 4.- Hougen, Watson, Ragatz "Principios de los Procesos - - - Quimicos, Reverte S.A., Barcelona España, 1972.
- 5.- Nelson W.L. "Petroleum Refinery Engineering", 4^a. Ed, - Mc Graw-Hill Book Company, New York, 1958.
- 6.- UOP Process Division, "Laboratory Test Methods for Petroleum and its Products", U.S.A., 1969
- 7.- Tablas de Vapor de Agua, "Flow of Fluids. Through Valves, Fittings, Pipe", Crane CO., U.S.A., 1976.