

Universidad Nacional Técnica del Callao

Programa Académico de Ingeniería Química

**«Estudio para la ampliación de la Unidad
de Destilación Primaria II de la Refinería
«La Pampilla» mediante la instalación
de una Torre Preflash»**

Tesis para optar el Título de

INGENIERO QUIMICO

Wilfredo Escobar Zapata

LIMA - PERU

1983

A mis padres

A mis hermanos

Mi especial agradecimiento por su
colaboración en el desarrollo del
presente estudio, a las siguientes
personas:

- Ing° Walter Cárdenas A.
- Ing° Máximo Angulo S.
- Ing° Luis Dancourt K.
- Sr. Carlos Orellano M.

INDICE

	Pág.
INTRODUCCION	
I Resumen	1
II Introducción a la Destilación Primaria	4
III Proceso de la Destilación Primaria II	38
III.1 Descripción de la Unidad de Destilación Primaria II - UDP II	38
III.2 Propiedades de la carga	46
III.3 Influencia de la calidad de la carga	46
III.4 Variación de las propiedades de los pro ductos en una Unidad de Destilación Pri maria	67
III.5 Servicios Industriales	71
IV Modificación Planteada	73
IV.1 Bases del Estudio	73
IV.2 Balance de materia y energía en la co- lumna fraccionadora	80
IV.3 Cálculo de las inundaciones en la colum na fraccionadora	103
IV.4 Dimensiones de la torre Preflash	111
IV.5 Caída de presión en los intercambiadores de calor	115
IV.6 Horno	117
IV.7 Bombas	119

V	Análisis Económico	122
V.1	Evaluación económica	122
V.2	Cálculo de la inversión	124
V.3	Costo Operativo Estimado	128
V.4	Cálculo del Valor Actual Neto (VAN)	130
VI	Conclusiones y Recomendaciones	132
VI.1	Conclusiones	132
VI.2	Recomendaciones	133
	APENDICES	135
	BIBLIOGRAFIA	198

INTRODUCCION

El presente estudio involucra un total de seis capítulos divididos en secciones y acápite, además de apéndices en los cuales se incluye información adicional.

En el resumen, capítulo primero, se hace una breve descripción del plan de trabajo seguido para el desarrollo del estudio. En el segundo capítulo, se presentan algunos conceptos teóricos básicos de la destilación primaria, con lo cual se procura que el lector asimile los principios del fraccionamiento del petróleo, factores y variables que lo afectan.

En el tercer capítulo, se hace una descripción de la actual unidad de Destilación Primaria II, considerándose principalmente la zona de la unidad que sería modificada con la instalación del equipo nuevo adicional.

También se incluye las propiedades de los crudos y sus derivados, entre las que se cuentan las gráficas de las curvas de destilación, TBP, ASTM y EFV; gravedades específicas, factores de caracterización, pesos moleculares y los diagramas de fase.

El capítulo cuarto, está dedicado a las consideraciones técnicas. Aquí se presenta el balance de materia y energía en la columna fraccionadora, para lo cual se han considerado dos alimentaciones. La primera, el crudo despunta

do proveniente del horno que se carga a la zona de expansión (plato N° 6); y la segunda, el vapor proveniente de la torre Preflash que se alimenta a la altura del plato N° 38. De este balance se obtienen las presiones, temperaturas y flujos para la variante planteada en este estudio. Además, se incluye el diseño de la torre Preflash y el análisis de las limitaciones, como son las inundaciones en la fraccionadora y la caída de presión en los intercambiadores de calor de precalentamiento del crudo. Finalmente, se hace la selección del tamaño de bombas para los fondos de la torre preflash.

El análisis económico, que se concentra en el capítulo seis, incluye el cálculo del monto de la inversión, el costo operativo estimado de la unidad y el cálculo del Valor Actual Neto (VAN) para estimar la rentabilidad.

En el capítulo final se presentan las conclusiones y recomendaciones.

Así mismo como complemento del estudio, en los apéndices se recogen los resultados de los balances de materia y energía y cálculos de las caídas de presión en los intercambiadores de calor de precalentamiento del crudo obtenidos por programas de computadoras, métodos gráficos de cálculo de las curvas EFV y diagramas de fase.

Finalmente, quiero aprovechar la oportunidad para manifestar mi profundo agradecimiento a todas las personas de la

Empresa PETROPERU S.A. que contribuyeron a la realización del presente trabajo, ya que en todo momento encontré la colaboración desinteresada y oportuna.

I. RESUMEN

Actualmente, PETROPERU S.A. está abocada en maximizar y ampliar la capacidad de refinación de las refinerías del país, con la finalidad de cubrir el futuro incremento de la demanda interna de combustibles. Ubicándome dentro de esta política presento para su consideración, este estudio técnico-económico, que plantea una posibilidad de ampliación de la Unidad de Destilación Primaria II de la Refinería La Pampilla, mediante la instalación de una torre Preflash.

El principio de ampliación, radica en el hecho de separar por expansión, los productos ligeros del crudo en una torre Preflash o de despunte, antes de que la carga pueda ingresar al horno. La Unidad preflash estaría ubicada entre el último intercambiador de calor de precalentamiento del crudo y el horno, siendo el vapor separado a determinadas condiciones de presión y temperatura. En sí la técnica no es nueva, pero presenta dos ventajas que considero importantes. Primero, los vapores provenientes de la torre de despunte no van a ser alimentados directamente a la zona de expansión de la columna fraccionadora como ocurre en la Unidad Primaria I, sino que aquellos van a ser introducidos en la zona alta de la fraccionadora, con lo cual se descongestionaría la columna para cargas mayores a las de di

seño; y segundo, se lograría un importante ahorro de energía, lo cual es importante considerando el plan de Ahorro de Energía de la empresa.

Para establecer la magnitud de la ampliación, fue necesario realizar balances de materia y energía en la columna fraccionadora, con la finalidad de calcular los flujos en las zonas de extracciones y determinar las inundaciones para diferentes cargas a la unidad y a condiciones actuales de operación.

Luego del análisis en la fraccionadora, también se hacía imperiosa la necesidad de verificar la caída de presión en cada uno de los intercambiadores de calor a diferentes cargas a la unidad y en especial, hallar las nuevas temperaturas que se obtendrían al variar los flujos a la unidad. Finalmente, se concluyó que los intercambiadores de calor podrían trabajar a 75000 BPD sin llegar a sobrepasar los límites de caída de presión máximos.

También fue necesario realizar un ligero análisis de las bombas de carga y productos, llegándose a la conclusión que era necesario disponer de dos bombas adicionales para extraer los fondos de la torre preflash, ya que una reubicación de las bombas de carga no era posible, lo cual hubiera dado lugar a que una de las bombas de carga se utilizara para impulsar el crudo a

través de los intercambiadores de calor hasta la torre preflash y la otra bomba y se hubiera utilizado para extraer los fondos de la torre de despunte.

Un pequeño análisis para calcular la magnitud del ahorro de energía aprovechable, se ha hecho en el horno.

Para el análisis económico se ha utilizado el método que recomienda la empresa para este tipo de estudios, el cual se ha considerado que se puede financiar con recursos propios y además se ubica como un estudio nuevo. Las consideraciones anteriores son importantes, ya que de acuerdo a ello se utilizan determinados factores de descuento establecidos por la empresa.

Todos los detalles que se han tratado de explicar en este breve resumen, se desarrollan ampliamente en los capítulos respectivos, cabiendo señalar que algunos datos no aparecen por ser de estricto orden confidencial para la empresa.

II. INTRODUCCION A LA DESTILACION PRIMARIA

1. Destilación Primaria

La unidad de destilación primaria o topping tiene por objeto separar el petróleo crudo en un cierto número de cortes o fracciones clasificadas en función de las temperaturas de ebullición de los hidrocarburos. Estos cortes de destilación primaria o "straight run" se regulan para hacerlos corresponder aproximadamente con las especificaciones de destilación A.S.T.M., lo que condiciona su rendimiento respecto al crudo. La figura II.A.1 representa la división del crudo en fracciones sobre el ábaco del factor de caracterización, y muestra que la calidad de los cortes obtenidos depende esencialmente de la naturaleza y del origen del petróleo crudo. La figura II.A.2 esquematiza una unidad de destilación primaria. Previa vaporización en los hornos, y bajo de un gradiente de temperatura producido entre el tope y el fondo de las columnas los hidrocarburos se clasifican verticalmente en función de su volatilidad, es decir, de acuerdo con su peso molecular.

La situación al terminar esta etapa, examinada desde el punto de vista de calidad de los productos (cualitativo) y (cuantitativo), va a condicionar el resto del esquema de refinación. Ello viene repre-

sentado en la Tabla II.A.1, en el que se estudió el caso más general.

Este examen muestra:

- Que casi ningún producto de la unidad de destilación primaria puede considerarse, en general, como producto acabado, con excepción del residuo atmosférico, vendido como fuel pesado; (y el diesel y Kerosene en algunos casos).
- Que las cantidades de las diversas fracciones de base no corresponden a la demanda del mercado, el cual acusa un excedente de productos pesados y un déficit de ligeros, salvo para crudos muy particulares, tales como los del Sahara, en los que se presenta la situación inversa.

2. Productos que se obtienen en las unidades de Destilación Primaria

Según el esquema del sistema se pueden obtener:

- gas combustible
- gasolina liviana (carga a estabilizadora)
- Nafta (a unidad de Reformado o Mezclado gasolinas)
- Kerosene/Turbocombustible (A unidades de tratamiento)
- Diesel (A almac. o carga de craqueo)
- Gasóleo atmosférico (A almac. o carga de craqueo)
- Crudo reducido (Carga a unidad de vacío o preparación de Petróleo Industrial 5 ó 6).

DESTILACION TBP DE UN CRUDO Y LOS DIFERENTES CORTES

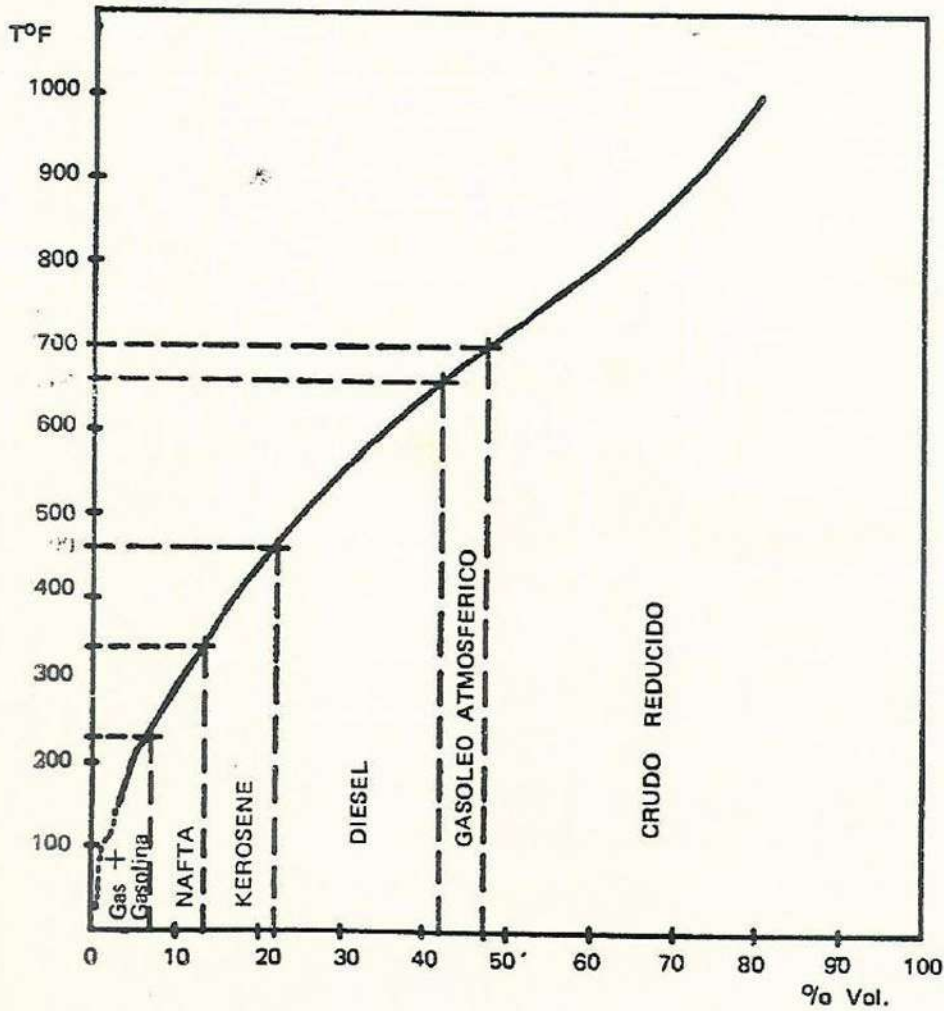


Fig. 11.A.1

ESQUEMA DE UNA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

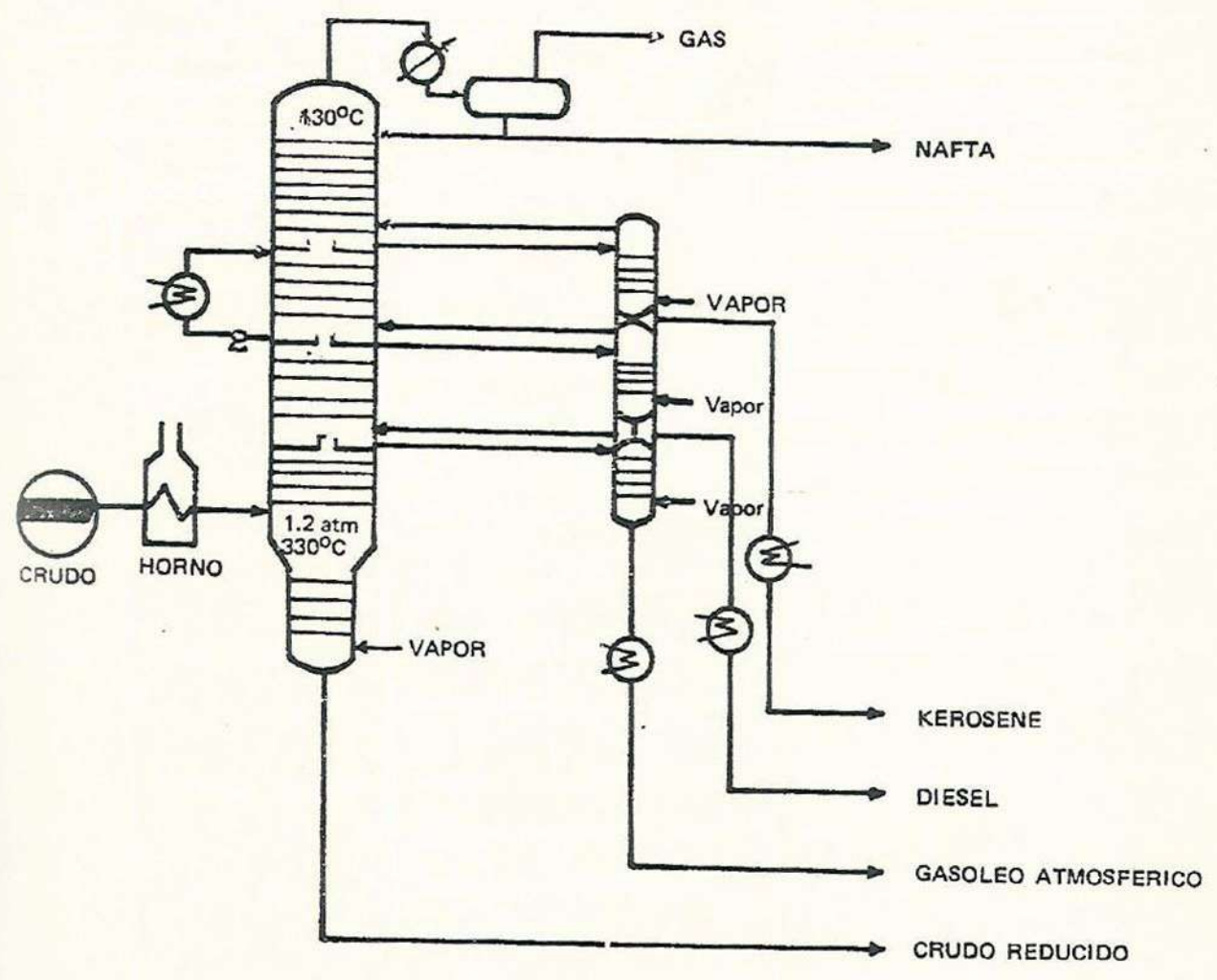


Fig. 11.A.2

TABLA II.A.1 CALIDAD DE PRODUCTO DESPUES DE LA DESTILACION INICIAL DEL PETROLEO CRUDO

FRACCIONES	CUANTITATIVO	ASPECTO CUALITATIVO	
		PRINCIPAL	SECUNDARIO
Gas (C ₁ a C ₅)	Insuficiente		Mezcla C ₁ a C ₅ saturados a fraccionar. Contenido en <u>a</u> zufre a reducir.
Gasolina Ligera (C ₃ a C ₈)	Insuficiente	Mal número de octano sin plomo (30 a 60). Buena susceptibilidad al plomo.	Contenido en ligeros demasiado importante: debe estabilizarse. Contenido en H ₂ S y mercaptanos a reducir.
Gasolina Pesada (C ₇ a C ₁₀)	Insuficiente	Número de octano muy malo (40)	Contenido en azufre a <u>redu</u> cir.
Kerosene (C ₁₀ a C ₁₄)	Indeterminado	Estabilidad y punto de congelación como base de carburante para reactor. Altura de llama y de <u>de</u> pósitos al enfriar como Kerosene de <u>ilu</u> minación.	Contenido en azufre a <u>redu</u> cir. Contenido en agua a <u>redu</u> cir.
Gasóleo (C ₁₄ a C ₂₀)	En exceso	El número de cetano debe ser bueno, de <u>o</u> tro modo hay que <u>uti</u> lizar otro crudo.	Contenido en azufre a <u>redu</u> cir. Punto de congelación y viscosidad.
Residuo Atmosférico	En exceso	Viscosidad para <u>uti</u> lización como fuel pesado.	Contenido en azufre.

3. Descripción del Proceso

a. Introducción

El crudo de los tanques de almacenaje, a temperatura ambiente 15-30°C, es alimentado a la unidad de destilación primaria por medio de las bombas de carga.

Estas bombas desplazan el crudo a través de los circuitos de precalentamiento, en la mayoría de los casos se intercala en este circuito un sistema de desalado, el que minimiza el contenido de sal en el petróleo crudo.

Del circuito de precalentamiento el crudo puede ir directamente a los hornos de precalentamiento (o pasar primero a través de una torre de Preflash) y luego al horno.

b. Preflash

El crudo que se encuentra a una temperatura de 210°C, y una presión de 25 Kgs/cm², es introducido en un recipiente que no tiene ningún equipo interno para fraccionamiento, en el cual se separan las fracciones ligeras del crudo por la parte superior por medio de una línea que descarga dichas fracciones en la zona de vaporización de la torre de fraccionamiento. Por la línea de fondo del preflash sale el cru-

do que es bombeado a los hornos.

El preflash opera a presiones de 3.5 Kg/cm^2 - 5 Kg/cm^2 , su función principal es aliviar la carga al horno por la separación flash de las fracciones ligeras del petróleo crudo (aprox. 3.5% en volumen).

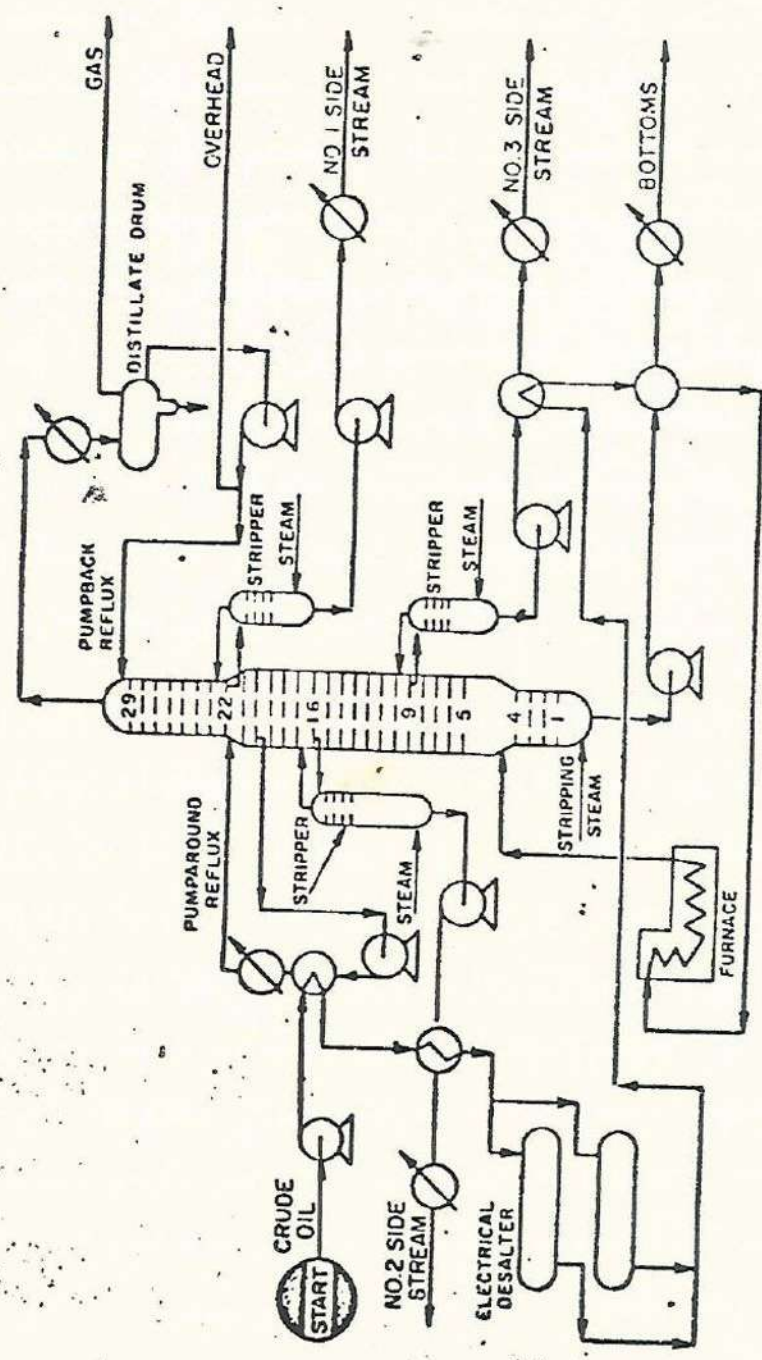
c. Hornos

El flujo de crudo proveniente de los fondos del preflash es introducido a los hornos de calentamiento, y es controlado por un sistema FRCAL (Flow-Recorder-Controller-Alarm). En los hornos el crudo se calienta desde temperaturas del orden de $210\text{-}230^\circ\text{C}$ hasta $350\text{-}400^\circ\text{C}$ dependiendo del tipo de crudo que se esté procesando y del arreglo del sistema de precalentamiento.

d. Torres de destilación primaria

Una torre de una sola etapa se muestra en la figura II.A.3. La unidad mostrada está diseñada para separar seis productos: gas, destilados de tope, tres corrientes laterales y residuo no destilable, o fondos. Las torres de destilación (primaria o atmosférica) modernas tienen usualmente de 2 a 5 corrientes laterales.

Generalmente, una torre de destilación primaria es o



Atmospheric Pipe Still

Fig. 11.A.3

perada a presión ligeramente mayor que la atmosférica, sin embargo, se usan presiones de 30 psig en algunos casos. La temperatura del recipiente de destilado de tope es determinada por la temperatura del agua de enfriamiento usada en el condensador de tope, normalmente este recipiente opera a alrededor de 100°F. El volumen del gas producido varía con la presión de operación, las características del crudo y el rango de ebullición del destilado de tope. En muchos casos, todo el vapor que deja la torre es condensado y no hay producción de gas.

El destilado de tope es frecuentemente una nafta ligera, aunque algunas unidades toman todo el rango de ebullición de nafta (hasta cerca de 400°F, punto final de ebullición), como producto de tope. La primera corriente lateral puede ser Kerosene, turbo combustible, o nafta pesada para alimentación de unidades de reformación. La segunda corriente lateral de la torre mostrada en la figura II.A.3 puede ser usado como combustible diesel o como aceite de calefacción. La 3a. puede ser un combustible diesel pesado o gasóleo para alimentación de una unidad de craqueo catalítico. Una torre de destilación atmosférica es diseñada normalmente con suficiente flexibilidad para procesar más de un tipo de crudo o para más de una distribución de productos para una sola unidad. E

xisten corrientes laterales que contribuyen a esta flexibilidad y facilitan la producción de cortes de pequeño rango de punto de ebullición, para usos especiales.

El producto de fondos de la torre de destilación mostrada podría ser mezclado para la preparación de petróleo residual. En las grandes refinerías, el residuo atmosférico es nuevamente reducido en una unidad de destilación al vacío. En tales casos el residuo atmosférico caliente es bombeado directamente al horno de la unidad de destilación al vacío y no pasa a través de los intercambiadores y enfriadores mostrados en la figura II.A.3.

La temperatura a la que el crudo debe de entrar a la torre de destilación primaria (zona de Vaporización o Flash) es aquella que se requiere para vaporizar el producto de tope más los cortes laterales más el sobre vaporizado (overflash).

La temperatura de la zona flash es la necesaria para vaporizar los productos de tope y las corrientes laterales más una cantidad determinada de sobrevaporizado (overflash).

El "overflash" es aquella porción de crudo que es vaporizada adicionalmente a los productos de tope y las corrientes laterales. El overflash condensa en

los platos de la sección de lavado y retorna a la zona flash y a la sección de despojamiento de fondos. Su propósito es prevenir la formación de coque en los platos de la sección de lavado y arrastre de coque en los productos laterales bajos. También es un medio de proveer fraccionamiento entre las corrientes laterales inferiores (gasóleos) y los fondos de la torre, porque se requiere reflujo del plato de extracción de las corrientes laterales bajas para condensar el overflash (sobrevaporizado).

Generalmente se requiere un overflash mínimo de 2% LV para prevenir formación de coque en la unidad de destilación primaria. Es deseable el tener un overflash adicional para mejorar el fraccionamiento.

Adicionalmente, la temperatura de la zona "flash" tiene las siguientes limitaciones:

1° Si el Kerosene es uno de los destilados, la estabilidad de color de este producto puede limitar la temperatura de la zona flash a valores tan bajos como 650°, para prevenir el craqueo incipiente. Desde que el craqueo es una función de la temperatura y el tiempo, este límite puede ser incrementado si la unidad es diseñada cuidadosamente para minimizar el tiempo de residencia del líquido, en los puntos de alta temperatura del sis-

tema.

- 2° En unidades de una etapa, las cuales no producen kerosene u otros productos críticos, la temperatura de la zona de vaporización (Flash Zone) puede ser tan alta como 750°F. La limitación principal es el punto en el que, el craqueo del destilado a gas de menor valor o el régimen de formación de coque en los tubos del horno se hace excesivo.
- 3° En unidades de dos etapas, es a menudo económico el destilar más gasóleos en la etapa de vacío (y en la etapa atmosférica menos que el máximo obtenible). El gas que se forma en las tuberías de fondos de la torre atmosférica, a altas temperaturas tiende a sobrecargar el sistema de vacío y por lo tanto reducir la capacidad de la torre de vacío.

El sobrevaporizado o "overflash" que cae sobre la zona de vaporización junto con la posición líquida del crudo, ingresa a una sección de despojamiento de pequeño diámetro, en el fondo de la torre. Aca, se inyecta vapor de agua por debajo del plato de fondos y sube a través del líquido descendente, despojando a los hidrocarburos de bajo punto de ebullición. Estos vapores pasan a través de la zona de vaporización hasta la zona de fraccionamiento de la columna.

Los productos líquidos (Fig.II.A.3) son separados en

los platos 9, 16 y 22 como corrientes laterales. Es tos son contactados con vapor de agua en columnas ex ternas de despojamiento (strippers), que tienen de 4 a 6 platos para poder remover los hidrocarburos lige ros. Ya que el líquido separado de cualquier plato en la torre de destilación está en equilibrio con to dos los vapores ligeros que pasan por ese plato, es te siempre contendrá materiales que pasan por ese plato, este siempre contendrá materiales que tienen menor punto de ebullición que el producto deseado.

En el ejemplo demostrado, parte del calor es removi do por retorno de reflujo de tope (destilado frío de tope), éste es parcialmente revaporizado en el tope por el calor suministrado por condensación de parte de los vapores ascendentes. El calor remanente es removido por el reflujo intermedio (circulación de u na corriente líquida de retorno, sobre los platos 20 y 21). Estas corrientes es calentada por condensa ción y enfriamiento de los vapores ascendentes, deja la torre y cede su calor a la carga, en un intercambiador externo, luego retorna a la torre a un punto más alto.

Puede ser posible remover todo el calor por bombeo de reflujo frío del recipiente de destilado del tope de la torre y así eliminar el costo del circuito de reflujo intermedio si se separa más de una corriente

lateral, a menudo, es usualmente económico el separar parte del calor en un circuito de reflujo intermedio lo más bajo posible en la torre. Las siguientes consideraciones económicas afectan la selección del reflujo intermedio.

- 1° Reducción en el reflujo de tope permite una reduc
ción en el diámetro de torre en la sección por en
cima de la recirculación, y por lo tanto una reduc
ción en la inversión. Sin embargo, la reducción
en reflujo requiere del aumento de más platos de
fraccionamiento para mantener la misma eficiencia
de separación.
- 2° Ya que las temperaturas en los puntos más bajos
de la torre son más altas que en el tope, hay ca-
lor disponible a mayor temperatura. Esto permite
transferencia de calor con la carga que ingresa,
reduciendo así los requerimientos de combustible
e inversiones del horno.
- 3° El costo de agua de enfriamiento es reducido y las
superficies del condensador total pueden ser redu
cidos.

El vapor de agua usado en los despojadores de co-
rrientes laterales y en la sección de despojamiento
de la columna principal, es condensado en el conden-
sador de tope. Esta agua se separa por decantación

en el fondo del recipiente acumulador de destilado y es separado a través de un pequeño recipiente separador de agua, instalado en el fondo. En la mayoría de las instalaciones se inyecta amoníaco gaseoso en la línea de tope para aumentar el pH de esta agua y reducir la corrosión.

Las temperaturas críticas a través de la torre son controladas por instrumentos automáticos y los productos son separados por medio de varias combinaciones de controladores de nivel y flujo. Una torre de destilación primaria moderna es capaz de funcionar varios días con solamente ajustes mínimos por medio de los operadores, excepto sin embargo, cuando se efectúa un cambio del tipo de crudo o se requiere otra distribución.

e. Agotadores

Los cortes laterales de la torre de destilación primaria alimentan a cada uno de los cuatro agotadores, entrando por la parte superior de éstos. Cada agotador tiene 4 y 5 platos, y por el fondo se inyecta vapor sobrecalentado, para despojar a los productos de sus fracciones ligeras.

Los agotadores de nafta para carga a las unidades de platforming no usan vapor de despojamiento, y el des

pojamiento es hecho por medio de su rehervidor.

Los cortes laterales de la torre, como productos, al pasar por el Agotador son ajustados con el vapor para obtener su Punto de Inflamación y Punto de Ebullición adecuados y posteriormente, luego de pasar por los intercambiadores y enfriadores, son cargados a su respectivo Filtro de Sal o Deshidratador.

La Nafta no necesita Filtro de Sal.

La cantidad de producto que se extrae de la Torre es tá controlado por el control de nivel de cada uno de los Agotadores.

f. Deshidratadores (Filtros de Sal)

Los cortes laterales de kerosene, Diesel y Gasóleo At mosférico, que son tomados por la Bomba de Producto respectiva, llegan a los Deshidratadores vía intercambiadores y enfriadores.

El Deshidratador está lleno de sal comercial. El producto entra por la parte inferior y atraviesa las capas de sal, el agua en suspensión del producto es tomada por la sal y se produce la separación de acei te y agua. El aceite sale por la parte superior y la solución de agua salada se precipita al fondo del re ci pi en te. El agua se podrá drenar al desague a in-

tervalos.

4. Importancia de la Destilación

a. Estados de la materia

Es interesante hacer notar, que un líquido, a pesar de fluir fácilmente, tiene un volumen definido que no cambia con facilidad. Por el contrario, un gas es afectado por la más mínima fuerza ejercida sobre él, para cambiar su volumen. En otras palabras, un gas no tiene volumen definido propio sino que toma volumen de cualquier recipiente que lo contenga.

Las moléculas de un líquido están estrechamente ligadas entre sí y se atraen las unas a las otras, debido a la fuerza de cohesión que poseen. Estas fuerzas se oponen a las fuerzas exteriores que tienden a cambiar la distancia entre las moléculas pero permiten un movimiento de deslizamiento entre las mismas. La resistencia de estas moléculas, a deslizarse cambiando la forma de un fluido es la viscosidad. Cuanto mayor es la viscosidad mayor es la resistencia del fluido a cambiar de forma (fluir).

Las moléculas de un gas están separadas por distancias muy grandes y se mueven libremente en el espacio. La fuerza de cohesión entre las moléculas es mínima. Por otra parte, las moléculas de un sólido

están fuertemente ligadas entre sí. Su fuerza de cohesión es mucho mayor que en los líquidos.

Ordinariamente las palabras gas y vapor se emplean indistintamente, sin embargo, en las operaciones de refinación, la palabra gas se aplica a aquellos fluidos que son relativamente incondensables, mientras que la palabra vapor se aplica a aquellos fluidos que pueden ser condensados a temperaturas ordinarias. Los productos elaborados por destilación están generalmente en estado de vapor o líquido.

b. Calor y Destilación

El calor es tan necesario para la destilación, como lo es el catalizador para ciertos tipos de reacciones químicas. El calor es el medio con el cual se realiza la destilación.

Como cualquier propiedad física, el calor tiene unidades de medición definidas en la forma que lo tienen el peso, la longitud, la velocidad, etc. La unidad de calor, comúnmente usada en INGENIERIA es el BTU (Unidad Térmica Británica). Se define como la cantidad de calor necesario para elevar 1°F la temperatura de 1 libra de agua. Por ejemplo, si calentamos 5 libras de agua de 50° a 60°F se ha añadido:

$5 (60 - 50) = 50$ BTU de calor. En el sistema métri-

co decimal su equivalente es la caloría.

Una libra de hidrocarburos, se puede vaporizar suministrando alrededor de 80 BTU. La cantidad exacta de calor varía en cada caso, con la clase de aceite. Sin embargo, el calor necesario para la vaporización de los hidrocarburos es relativamente alto. Se necesita tanto calor para vaporizar una libra de aceite, como para subir la temperatura del aceite líquido.

Existen dos formas de calor, el calor sensible, que es el que causa el cambio de temperatura de una sustancia, y el calor latente, que es el calor necesario para que se realice el cambio de estado de un cuerpo, de sólido a líquido, o de líquido a vapor.

El calor sensible es perceptible por los sentidos, mientras que el calor latente no lo es.

c. Presión y Destilación

La presión también tiene un efecto importante en la destilación. En los procesos de destilación, la condición bajo la cual funciona la torre cae dentro de uno de estos grupos: al vacío, a presión atmosférica o a mayores presiones, ya que se usa la presión atmosférica como presión de referencia, se deben considerar los factores que establecen la presión atmosférica.

d. Presión de Vapor

Se ha visto que las moléculas de los gases están constantemente en movimiento desordenado, mientras que las moléculas de los líquidos, aunque también en movimiento, ocupan un volumen fijo. Sin embargo, se sabe, que cuando un líquido (como el agua o la gasolina) es expuesto al aire en un recipiente abierto, se vaporiza y desaparece.

La explicación de esto está en que las moléculas de los líquidos (las cuales siempre están en movimiento rápido), se desprenden de la superficie del líquido y salen al aire. Si el recipiente es calentado, el líquido se evapora más rápidamente porque el calor causa un aumento en la velocidad con que se mueven las moléculas y mayor cantidad de ellas escapan al aire.

Cuando se tiene un líquido en un recipiente cerrado, comienzan a desprenderse moléculas de la superficie del líquido hasta que llega un momento en que se equilibra la cantidad de moléculas, de la superficie del líquido, que escapan con las que vuelven a él. Si en este momento se coloca un manómetro y se lee la presión, ésta se denomina "Presión de vapor".

En los hidrocarburos, el metano tiene mayor presión que el etano y los subsiguientes, el etano tiene ma-

yor presión de vapor que el propano y los que le siguen y así sucesivamente.

Si en un recipiente se tiene una mezcla de metano y butano, el metano se separa rápidamente de la mezcla debido a la gran diferencia existente entre las presiones de vapor de ambos.

Asimismo, si tenemos una mezcla de butano y pentano, se tiene que los vapores de la mezcla contienen más moléculas de butano que de pentano por la misma razón, o sea la presión de vapor diferente de ambos componentes. Este comportamiento particular de cada componente, debido a su diferente presión de vapor es la base para el proceso de destilación fraccionada.

Destilación es el proceso de separar vapor de un líquido por ebullición y después condensar el vapor. El fraccionamiento viene a ser la separación por destilación.

A partir del conocimiento de lo que es presión total y presión de vapor se puede explicar lo que significa la "presión parcial". Este término se usa frecuentemente cuando se mencionan los despojadores en que al producto del petróleo se le despoja de ciertos vapores por medio de vapor de agua, gas seco o algún otro tipo de fluido de despojamiento.

La función del vapor de agua de proceso se puede comprender mejor con la definición y explicación de la ley de Dalton referida a la presión parcial que dice "La presión ejercida por una mezcla de gases es igual a la suma de las presiones que cada gas ejercería separadamente si ocupara sólo, todo el volumen".

La ecuación de esta ley es: $p = P \cdot y$

donde: p = presión parcial del gas en una mezcla de gases

P = presión total de la mezcla

y = Fracción molar del gas en la fase vapor

Porcentaje en volumen del gas en la mezcla.

e. Presión Parcial

Volviendo a la presión parcial, supongamos que un recipiente cerrado contiene iguales cantidades de dos clases distintas de moléculas, tales como vapor de agua y kerosene vaporizado con la diferencia de que una pesa más que la otra. Imaginemos estas moléculas como si fueran pelotas de ping pong de diferentes colores, blancas las de vapor de agua y negras las de kerosene. Supongamos que la presión del recipiente es de 10 ¿Qué es lo que causa la presión?

Primero el vapor de agua y el kerosene se han calentado. El calor es energía, por tanto, la energía ha

sido transmitida a las dos sustancias y ésta da por resultado un movimiento o rebote de sus moléculas (pelotas de ping pong en el ejemplo) contra las paredes del recipiente. Mientras más rápido reboten, más presión es ejercida contra las paredes del recipiente.

Si hubieran 500 pelotas negras y 500 pelotas blancas, la mitad de la presión sería causada por las pelotas blancas y la otra mitad por las negras. Este es el efecto de la presión parcial y cada tipo de molécula actúa independientemente de las demás. Esto significa que la presión ejercida por las pelotas negras depende de la cantidad presente de ellas en el sistema y es independiente de la presión ejercida por las pelotas blancas.

f. Agotamiento (Stripping) con Vapor de Agua

Como un ejemplo del funcionamiento de la presión parcial en una planta, consideremos el procedimiento por el cual el kerosene es despojado (o agotado) de productos volátiles no deseables, por afectar su especificación, (P. Inicial, Punto flash) en el agotador de kerosene, usando vapor de agua. Recordaremos que la temperatura a que un líquido se evapora es afectada por la presión ejercida sobre él. La temperatura necesaria para vaporizar un líquido, varía di

rectamente con la presión. A mayor presión se necesita mayor temperatura y viceversa. Sin embargo, si la temperatura se mantiene constante, la cantidad de líquido vaporizado varía inversamente con la presión. A menor presión mayor cantidad de vaporización y a mayor presión menor vaporización.

Continuando con el ejemplo del despojador de kerosene, las moléculas de kerosene pesan aproximadamente 10 veces más que las moléculas de agua. Por lo tanto, si se cargan 100 lbs. por minuto de kerosene y 10 lbs. por minuto de vapor de agua al recipiente, habrá aproximadamente un número igual de moléculas de vapor de agua y de kerosene.

Si la presión de operación del agotador es de 10 psig. el kerosene y el vapor de agua ejercería 5 psig. cada uno. Como las moléculas actúan independientemente, se entiende que el kerosene sólo es afectado por 5 psi, aún cuando la presión total es de 10 psig. Si se agrega más vapor de agua y las condiciones de presión y temperatura permanecen constantes, el kerosene estará aún a presión más baja favoreciéndose de esta manera la extracción de productos volátiles.

Se puede agregar suficiente vapor de agua al agotador para hacer que la fracción del hidrocarburo se

comporte como si estuviera bajo una presión menor que la atmosférica mientras que la columna mantiene una presión de 10 a 15 psig.

La ley de Raoult nos dá la forma de calcular la presión parcial de cualquier componente de una mezcla de gases. Su enunciado es "La Presión parcial de un gas de una mezcla de gases es igual a la presión total multiplicada por la fracción volumétrica de dicho gas".

Su expresión es:

$$p = P^{\circ} \cdot x$$

P = Presión parcial

P° = porcentaje volumétrico del líquido en la mezcla (fracción molar del componente en su fase líquida en la mezcla).

El vapor de agua es un control efectivo del punto de inflamación y punto inicial de ebullición de un producto, porque las fracciones livianas presentes determinan estas cualidades particulares. Sin embargo, el vapor de agua tiene poco efecto sobre la viscosidad, punto final, punto de ebullición y otras propiedades. Estas características, son poco afectadas por la presencia de fracciones livianas. Por esta razón el vapor se emplea en los agotadores de los cortes laterales de la fraccionadora donde los pun-

tos iniciales de ebullición son de mayor importancia.

El uso de vapor de agua en la fraccionadora hace posible la evaporación de mayor cantidad de productos a una temperatura más baja en la línea de transferencia, lo cual reduce los esfuerzos térmicos en los tubos de los hornos.

g. Torre de fraccionamiento

La moderna era de la elaboración de derivados del petróleo comenzó con el uso de la torre de fraccionamiento, llamada también torre de burbujeo. Esta última denominación se ha hecho más común porque en ella los vapores burbujean a través del líquido contenido en las bandejas. Esto da lugar a que los vapores ascendentes sean lavados por el aceite que desciende de bandeja en bandeja.

Una torre de burbujeo típica usada en el fraccionamiento de petróleo es un cilindro de acero en posición vertical, de 2 a 25 pies de diámetro y de 10 a 120 pies de altura.

En el interior de la torre se encuentran de 3 hasta 60 bandejas colocadas en posición horizontal, y generalmente a intervalos equidistantes una de otra. Las bandejas son planchas de acero circulares de $1/2$ a $3/4$ de pulgadas de espesor y tienen una circunferen-

cia igual a la del interior de la columna y son empernadas rígidamente a la pared, formándose secciones de determinados números de bandejas.

Cada bandeja tiene un gran número de huecos de 2 a 3 pulgadas de diámetro taladrados a través de la plancha, sobre esta perforación van las copas de burbujeo que son de diferente diseño.

Comúnmente se usan bandejas de tipo flexitray que son diseñadas y construidas por la Koch Engineering Company. En algunos casos las copas de burbujeo son de dos pesos diferentes, colocándose alternativamente en filas a través de la bandeja en la dirección de flujo de líquido. Esto se hace con el propósito de dar una mejor distribución del vapor dentro de cierto rango de flujo de vapor. En algunos casos, se han hecho perforaciones de pequeño diámetro colocadas en filas alternadas con las copas de burbujeo para dar flexibilidad de operación a la bandeja cuando se opera con altos rangos de flujo y con un diseño bastante económico.

h. Balance Térmico de la Torre y Reflujos

Como no se poseen métodos satisfactorios para determinar el reflujo, éste se calcula universalmente por medio de un balance térmico. La carga de alimenta-

ción parcialmente vaporizada (mezcla vapor-líquido) ingresa a la torre a alta temperatura y los productos se extraen a temperaturas más bajas, por lo que debe eliminarse a cierta cantidad de calor, para lo cual se hace uso de los reflujos.

El dato de temperatura más conveniente es la temperatura de salida de los hornos, ya que ésta puede ser estimada con exactitud y de ella depende el proyecto total de la torre. A base de esta diferencia, el balance térmico consta simplemente de calor sensible necesario para (1) enfriar cada producto desde la temperatura de vaporización hasta su temperatura de extracción (2) condensar los productos que se deben extraer como líquidos. El reflujo que se calcula por este balance térmico constituye la cantidad mínima con la cual puede funcionar la columna fraccionadora.

i. Reflujo frío

Se define como el reflujo que ingresa a la torre a una temperatura menor que la del tope de la misma. Cada libra de este reflujo elimina una cantidad igual a la suma de su calor latente y el calor sensible requerido para elaborar su temperatura de ingreso a la columna a la temperatura del tope, circulándose para ésto una cantidad constante de reflujo. El mismo se vaporiza y condensa (en los enfriadores de aire)

y retorna en igual cantidad al acumulador de tope.

j. Reflujo caliente

Es el que se introduce a la torre a temperatura igual a la temperatura de tope.

También el reflujo o líquido de rebose que desciende de entre plato y plato es reflujo caliente puesto que está siempre, sustancialmente, en su punto de ebullición, a este reflujo se le conoce como "reflujo interno".

Tanto el reflujo caliente como el interno sólo eliminan el calor latente, puesto que no se realiza ningún cambio de temperatura.

k. Reflujo circulante

Difiere de los anteriores porque no se vaporiza y puede eliminar solamente la cantidad de calor sensible representada por el cambio de su temperatura a medida que circula, siendo extraído de la torre al estado líquido a alta temperatura y devuelto a la misma después de haber sido enfriado.

Este tipo de reflujo puede ser usado convenientemente para eliminar el calor en puntos situados debajo del tope, por lo que es un reflujo lateral (reflujo

de nafta y de diesel). De esta manera se tiende a disminuir el volumen de vapores con que debe trabajar la torre.

1. Relación de reflujo

Es la relación entre la cantidad de reflujo interno y la cantidad de producto de tope (gasolina). Como el reflujo interno no puede determinarse sino mediante cálculos complejos, es una práctica bastante aceptada la de dividir el reflujo de gasolina por la cantidad total de gasolina producida (producto más reflujo).

m. Efectos de los reflujos de la torre

Variando la cantidad de reflujo que fluye entre los platos de una torre con salidas laterales, se afecta el producto. El reflujo de un plato a otro es siempre constante a menos que se varíe la extracción del producto o que se varíe el reflujo de tope.

Observando la cantidad de producto condensado que desciende por la torre, se advierte que toda variación de la cantidad de los productos extraídos altera el reflujo por toda la torre.

5. VARIABLES DE OPERACIÓN DE LA COLUMNA

La temperatura del domo de la fraccionadora es una buena indicación del punto final de la gasolina; esta temperatura se controla automáticamente con el reflujo retornado al domo de la fraccionadora. Al aumentar el reflujo, baja la temperatura del domo y por lo tanto, el punto final de la gasolina (ésto siempre y cuando las otras variables se mantengan constantes).

El reflujo externo que se retorna al domo de la fraccionadora cae hacia abajo de la columna en contracorriente con los vapores ascendentes; los compuestos más livianos del reflujo son revaporizados y retornan al domo mientras que los componentes más pesados de los vapores ascendentes son condensados y descienden hacia los platos inferiores. Tenemos entonces una corriente de reflujo interno fluyendo desde el domo de la fraccionadora hasta la zona de vaporización y que se va haciendo progresivamente más pesada mientras desciende. Este reflujo interno se verá incrementado con los reflujos intermedios (de Nafta y Diesel) y disminuido con las extracciones de Nafta, Kerosene, Diesel y Gasóleo Primario, ya que dichos productos son obtenidos extrayendo porciones del reflujo interno.

El punto final del corte dependerá de la cantidad extraída. Si se aumenta la extracción de un producto, la cantidad extra que se obtiene es material que estaba anteriormente

fluyendo hacia la parte inferior de la columna como parte del reflujo interno. Desde que este reflujo interno ha sido disminuido a partir del plato inferior al de extracción, los vapores más pesados podrán ahora elevarse hasta dicho plato, dando como resultado un producto más pesado; sin embargo, es interesante anotar que las condiciones en la columna por encima del plato de extracción permanecerán sin variación. Por lo tanto, variando las extracciones se pueden mantener en especificación los puntos finales de la Nafta, Kerosene, Diesel y Gasóleo Primario.

Las temperaturas de los platos son una buena indicación de los puntos Finales de los productos y por lo tanto se pueden variar las extracciones, de tal manera de mantener una temperatura constante en los platos y por consiguiente productos con puntos finales en especificación.

Las temperaturas en cada uno de los platos pueden ser solamente cambiadas variando la presión o la composición del material en dicho plato. Por ejemplo: aumentando la extracción de Diesel, subirá la temperatura del plato de diesel, debido a que la composición de éste ha variado (como se ha visto en el párrafo anterior el punto final ha subido). Lo mismo se produce en las extracciones de Nafta, Kerosene y Gasóleo Primario. Un aumento en los reflujos de Nafta o Diesel solamente cambiará las temperaturas de los platos en el caso en que las eficiencias de éstos fueran anormalmente bajos o si la torre estuviera cercana al punto de i-

nundación lo cual normalmente no sucede. Por lo tanto, la cantidad y temperatura de dichos reflujos tendrán generalmente un efecto despreciable en las temperaturas de los platos.

Sin embargo, los flujos y temperaturas de los reflujos de Nafta y Diesel tienen gran importancia en el balance térmico de la columna, ya que es aparente que una reducción (o aumento) en la extracción de calor en una sección de la columna deberá ser compensada por un aumento (o reducción) en la extracción de calor en otra sección. Por ejemplo: para una carga, presión, temperatura de zona de vaporización y reflujos dados, si reducimos el reflujo de diesel, automáticamente aumentará el reflujo al domo para mantener la temperatura del tope de la columna, y si la reducción hecha en el reflujo de diesel fuera muy grande, el reflujo al domo podrá aumentar a un grado tal que congestione la parte superior de la columna. Por lo tanto, en los casos en que sea necesario una maniobra de este tipo hay que aumentar el reflujo de Nafta o reducir la temperatura de la zona de vaporización, según convenga para mantener siempre el reflujo al domo en un valor satisfactorio.

Cuando se necesite realizar un mejor fraccionamiento entre la Nafta y el Kerosene se deberá aumentar el reflujo de Nafta. Este aumento en el reflujo que entra a la columna dos platos por encima del plato acumulador de Nafta, condensa vapores extras y aumenta el reflujo interno en este

punto, mejorando así el fraccionamiento. De la misma manera, se puede mejorar el fraccionamiento entre el Diesel y Gasóleo Primario con un aumento en el reflujo de Diesel.

Algunas veces en una torre de fraccionamiento, los platos se secan. Esto significa que la cantidad de producto que se extrae es mayor o igual al reflujo interno que llega al plato acumulador correspondiente. Es decir que todo reflujo interno fluye hacia el despojador dejando a los platos inferiores sin líquido y por consiguiente sin poder mantener un nivel en los despojadores inferiores, haciendo que las bombas de productos pierdan succión. En estos casos es necesario ya sea bajar la extracción de productos o aumentar el reflujo interno de la torre, para lo cual se puede elevar la temperatura de salida del horno o reducir la extracción del producto inmediato superior.

III. PROCESO DE LA DESTILACION PRIMARIA II

III.1 DESCRIPCION DE LA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA II

(Fig. III.B.1)

El crudo procesado en la Refinería "La Pampilla" es bombeado por buques tanques a través de una línea submarina de 34" de diámetro y con una longitud de 4,5 Km. en su parte sumergida.

El petróleo es almacenado en tanques con una capacidad de 1,654 miles de barriles. El petróleo que se procesa en esta refinería actualmente proviene de la selva en su totalidad, aunque en un futuro próximo se prevé que también se procesará crudo Belco en proporciones importantes. El crudo Belco se caracteriza por ser un crudo ligero.

El petróleo almacenado en los tanques de la refinería, es bombeado hacia las unidades, pasando al primer proceso de toda refinación, que es la llamada Destilación Primaria o Destilación Atmosférica, la cual es tan sólo una simple operación de separación física.

a. Sistema de Intercambio de calor del crudo

El crudo es calentado en intercambiadores de calor, desalado y se continúa calentando en un se-

gundo tren de intercambio de calor, antes de que ingrese al horno. De los tanques de almacenamiento, a 70°F, el petróleo crudo puede ser enviado a las bombas de carga por dos caminos:

- directamente, después de pasar a través del filtro,
- o por las bombas de mezcla del crudo, después de pasar a través del filtro.

En el caso de que ambos sistemas estén en servicio, una válvula de control está provista sobre la línea de descarga del booster para lograr una caída de presión adecuada y mantener un flujo uniforme.

La solución de soda cáustica y desemulsificador son inyectadas en la línea de succión de la bomba de carga. El crudo fluye bajo un control de presión y es precalentado en un primer tren de intercambiadores en el orden siguiente:

- | | |
|-------------------|--------------|
| - Kerosene/turbo | 211 E1 |
| - Vapores de tope | 211 E2 A1/A2 |
| - Residual frío | 211 E3 A/B/C |
| - Diesel | 211 E4 |

Los crudos contienen sales en forma de emulsiones de agua salada, las que se depositan en las paredes de los tubos de los intercambiadores y hornos, promoviendo la formación de carbón, lo cual provoca

ca una disminución de la transmisión de calor, por lo que es necesario eliminarlas en la desaladera.

El demulsificante y la solución de soda cáustica son inyectadas en la línea de succión de la bomba de carga.

El crudo proveniente del desalador, continúa siendo calentado en un segundo tren de intercambiadores como se describe a continuación:

- Reflujo intermedio	211 E5 A/B/C
- Gasóleo (A.G.O.)	211 E6
- Diesel	211 E7
- Reflujo Inferior	211 E8 A/B
- Residual caliente	211 E9 A/B/C

Después del calentamiento hasta 500°F aproximadamente, el crudo ingresa al horno de la unidad, en donde es parcialmente vaporizado y luego enviado a la zona de expansión de la columna fraccionadora a 665°F, bajo un control de temperatura. Cabe señalar que la temperatura de salida del crudo del horno depende de la naturaleza de éste y del tipo de operación.

b. Destilación Atmosférica

El petróleo crudo, a 665°F y 34 Psia aproximadamente es fraccionado en la columna fraccionadora

de 45 platos, en la cual se obtienen productos de tope (gasolina de 60 octanos luego de estabilizarse y gases que se envían a la unidad de recuperación de gases); kerosene o turbo, diesel, gasóleo atmosférico y finalmente por los fondos de la columna se obtiene crudo reducido. La descripción de cada corriente proveniente de la fraccionadora es como se detalla a continuación.

- Sistema de tope

Los vapores de gasolina y vapores de tope de la columna que salen a una temperatura aproximada de 310°F son enfriados y condensados por petróleo crudo. La temperatura en el tope de la columna es regulada por un controlador de temperatura y por un by-pass de crudo precalentado.

Los hidrocarburos que han sido parcialmente condensados junto con algo de agua, van a un primer acumulador, lo mismo que los vapores no condensados.

Del acumulador, el agua es drenada a un recipiente, mientras que la gasolina condensada a 260°F es enviada como reflujo, bajo una cascada de control de flujo en el control de nivel del tope, a la columna fraccionadora. Los vapores del acumulador son enfriados aún más y luego enviados a un segundo acumulador de tope en donde

condensa el resto de hidrocarburos, excepto los gases. El agua que no llegó a condensar en el primer acumulador, aquí condensa totalmente.

De este segundo acumulador el agua remanente se drena y se envía a su respectivo tanque. La gasolina que se obtiene como producto es bombeada y enviada, bajo una cascada de control de flujo con el control de nivel del acumulador, como carga a la estabilizadora a 140°F. Los gases o incondensables van al sistema de recuperación de gases, de donde se obtiene gas licuado de petróleo finalmente.

- Reflujo Circulante de Kerosene/turbo

El reflujo circulante de Kerosene/turbo es extraído del plato N° 35 a 410°F aproximadamente. El calor es recuperado de este reflujo por calentamiento a la carga de la columna estabilizadora y por el calentamiento del crudo en los intercambiadores 211 E5 A/B/C. Este reflujo retorna finalmente a la columna, bajo control de flujo, a la altura del plato N° 38 a 350°F aproximadamente.

- Extracción de kerosene/turbo

Ambos son producidos en la Unidad Primaria II y

son de naturaleza similar. Difieren sin embargo, en que para el turbo combustible el rango de ebullición es más limitado y sus especificaciones más estrictas, requiriéndose un tratamiento en la unidad merox.

El kerosene/turbo se extrae del plato N° 35 a las mismas condiciones que su reflujo circulante y va bajo un control de flujo al despojador respectivo. Los productos ligeros son despojados con vapor sobrecalentado (a 625°F y 71 Psia) y los vapores de hidrocarburos y vapor de agua retornan a la columna al plato N° 39. El kerosene/turbo es extraído por sus respectivas bombas. Este producto es enfriado, intercambiando calor con el crudo y en un enfriador de aire. El kerosene/turbo va al prelavado cáustico, unidad merox y al almacenamiento finalmente.

Del prelavado cáustico, el kerosene puede ser usado para mezcla. Es entonces enfriado con agua en un enfriador atmosférico y secado en un secador de sal y enviado a mezcla.

- Reflujo Circulante de Diesel

El reflujo circulante de diesel a 530°F es extraído del plato N° 21. El calor es recuperado por este reflujo circulante por calentamiento

del fondo de la estabilizadora bajo control de la temperatura y por calentamiento del crudo. El reflujo regresa a la columna a 460°F aproximadamente a la altura del plato N° 24.

- Extracción de Diesel

En la Unidad Primaria II se produce Diesel N° 2, aún cuando es posible producir Diesel N° 1 y Diesel N° 4. Los combustibles diesel son usados en las máquinas que han sido diseñadas para el ciclo diesel.

El diesel extraído del plato N° 21 va bajo un control de nivel a su respectivo despojador. Los productos ligeros son despojados con vapor sobrecalentado (a 625°F y 71 Psia) y los vapores de los hidrocarburos y vapor de agua retornan a la columna a la altura del plato N° 24. El producto diesel líquido es extraído y el calor que se recupera de esta corriente sirve para calentar al crudo. Luego es enfriado en un enfriador de aire, secado con sal y finalmente enviado a mezclado.

- Extracción de Gasóleo (A.G.O.)

El gasóleo es extraído del plato N° 11 a 645°F y enviado a su respectivo despojador. Los pro-

ductos ligeros son despojados usando vapor sobrecalentado a las mismas condiciones que en los otros despojadores. Los vapores de los hidrocarburos despojados y el vapor de agua retornan a la columna a la altura del plato N° 14. El gasóleo producto es extraído y se utiliza para calentar el crudo y se enfría aún más en un enfriador de aire, para luego ir al mezclado bajo control de flujo.

- Extracción de Crudo Reducido

En el fondo de la columna fraccionadora es inyectado vapor sobrecalentado, a la misma temperatura y presión del vapor que se inyecta a los despojadores laterales, para remover los productos ligeros. El crudo reducido, ya despojado, a 640°F es extraído por las respectivas bombas, de las cuales una es accionada por motor y la otra por turbina.

El crudo reducido es enfriado por intercambio de calor con petróleo crudo y también se utiliza para generar vapor en una pequeña caldereta. Luego va al almacenamiento.

III.2 PROPIEDADES DE LA CARGA

Para lograr mantener la flexibilidad original de diseño de la unidad, se han considerado dos tipos de crudos como carga a la unidad. Además, de los datos del Programa Volumétrico de Largo Alcance (PVLA) se encuentra que la carga de crudo liviano (HCT-BELCO) a procesarse en los próximos años en la Refinería "La Pampilla" se incrementará gradualmente a partir del año 1984, lo que obligará a que se usen mezclas con crudo Belco en elevado porcentaje, lo cual dará lugar a crudos de características livianas. El otro tipo de crudo considerado, para darle la flexibilidad a la unidad, es una mezcla de crudo selva (crudo que se procesa actualmente) y crudo Belco en porcentajes de 90% y 10% en volumen respectivamente, con lo cual se tiene un crudo que se clasifica dentro de los crudos semipesados.

Se han considerado estos dos crudos de características diferentes para analizar el comportamiento de la unidad, frente a la variante que se plantea en este estudio.

En esta sección se presentan las propiedades globales de los crudos en mención. Así, en la tabla III.1 se tabulan las temperaturas de corte de los productos que se obtienen en la Unidad de Destilación Pri-

maria II, para los tres (3) tipos de operación que se realizan. Con dichas temperaturas y la curva de Destilación TBP Atmosférica, se obtienen los rendimientos para cada producto a obtenerse.

La tabla III.2, muestra los resultados de las propiedades; los valores, interpolados desde 76% hasta 100%V, de la curva de destilación TBP atmosférica del crudo HCT-BELCO (Fig. III.B.3) y los valores de las curvas de Destilación ASTM de los productos; todos ellos obtenidos en el laboratorio. Los valores de las curvas ASTM del crudo y los de las curvas EFV atmosféricas del crudo y productos fueron calculados mediante los métodos 3A1.1 y 3C1.1 del Apéndice C. Las gráficas de las gravedades específicas y pesos moleculares, las cuales también se obtuvieron en el laboratorio, aparecen en la Fig. III.B.6.

La tabla III.3, presenta las propiedades y valores de la curva TBP atmosférica del crudo mezcla (Fig. III.B.2.B), obtenidos por combinación de los datos de laboratorio de los análisis de crudos Selva (Fig. III.B.2.A) y el crudo HCT-BELCO (Fig. III.B.3). El mismo método se ha usado para reproducir la curva de gravedades específicas y pesos moleculares (Fig. III.B.5), aunque la curva de los factores de caracterización Kuop que se incluye en la misma figura, se obtuvo por medio de los métodos 2B2.1 y 2D1.1 del A-

péndice C.

En la misma tabla III.3 se da a conocer los datos pa
ra la construcción de los diagramas de fase (método
3B3.1, Apéndice C) para el crudo mezcla y sus produc
tos, y cuyas gráficas se muestran en la Fig. III.B.7
y desde la Fig. III.B.9 hasta la Fig. III.B.12.

Para determinar los valores de las curvas ASTM y EFV
Atmosférica del crudo mezcla y sus productos, se han
usado los mismos métodos señalados para obtener simi
lares curvas para el crudo HCT-BELCO. Finalmente, en
la tabla III.4 se tabulan los valores de las curvas
TBP, ASTM y EFV del crudo despuntado. El diagrama
de fase de este crudo; cuya curva de destilación TBP
Atmosférica se ha considerado, para efectos de cálcu
lo, ser el rango comprendido entre el 10% y 100% en
volumen de la curva TBP Atmosférica del crudo mezcla;
se muestra en la Fig. III.B.9.

Los datos del PVLA no se incluyen por tener carácter
confidencial.

TABLA III.1. TEMPERATURAS DE CORTE DE LOS PRODUCTOS EN
LA UDP-II

PRODUCTOS	TEMPERATURA, °F		
	OPERACION KEROSENE	OPERACION * TURBO	OPERACION GASOLINA
Gasolina	IBP - 356	IBP - 338	IBP - 401
Kero/Turbo	356 - 554	338 - 482	401 - 518
Diesel	554 - 662	482 - 662	518 - 662
Gasóleo (A.G.O.)	662 - 698	662 - 698	662 - 698
Crudo reducido	698 +	698 +	698 +

* Operación tomada para este estudio.

TABLA III.2 EVALUACION DEL CRUDO HCT - BELCO

1. Propiedad	Resultado
Gravedad, API	35,8
Gravedad Específica 60/60°F	0,8458
Factor de Caracterización, K_{uop}	12,0
Viscosidad, cst	
a 100°F	5,25
a 180°F	3,62
Presión de vapor reid a 100°F, psi	1,4
Contenido de azufre, % peso	0,09
Agua y sedimentos, % vol.	0,025
Residuo de carbón conradson, % peso	1,287
Número de acidez total, mg KOH/gr	0,995
Contenido de agua, % vol	0,0
Vanadio, ppm	Nulo
Níquel, ppm	Trazas
Acido sulfhídrico	Nulo
Contenido de Mercaptanos, ppm	Nulo
Contenido de sales, lb/MB	Nulo
Punto de escurrimiento, °F	+ 20,0
Fierro, ppm	2,6

2. Curva de Destilación TBP a 760 mmHg

TEMPERATURA DE A, °F	% PESO ACUMUL.	% VOLUMEN ACUMULADO	Sp. Gr. a 60/60°F
PI 154	3,86	4,96	0,6584
154 203	8,05	9,91	0,6874
203 230	12,43	14,90	0,7059
230 259	16,82	19,91	0,7146
259 289	20,99	24,56	0,7230
289 327	25,44	29,45	0,7309
327 340	27,20	31,35	0,7341
340 374	31,30	35,75	0,7408
470 491	38,17	42,94	0,7521
491 531	43,00	47,92	0,7592
531 569	47,65	52,64	0,7658
569 619	52,61	57,60	0,7726
619 663	57,54	62,55	0,7781
663 714	62,57	67,49	0,7842
714 730	64,57	69,42	0,7868
730 800	67,85	72,45	0,7923
800 822	70,78	75,13	0,7968
822 851	71,85	76,07	0,7996

3. Curvas TBP, ASTM y EFV del Crudo

% V	TEMPERATURA		
	TBP	EFV	ASTM
0	60	216	140
10	202	285	240
30	330	384	350
50	548	513	541
70	732	631	711
90	1130	822	1029
100	1410	944	1192

4. Curvas TBP, EFV y ASTM de la Gasolina y Turbo

% V	TEMPERATURA, °F					
	Gasolina			Turbo fuel		
	TBP	EFV	ASTM	TBP	EFV	ASTM
0	60	162	132	338	382	363
10	129	180	173	346	385	366
30	197	204	216	364	390	374
50	233	218	238	385	396	386
70	270	232	263	430	411	417
90	314	248	298	469	423	447
100	338	257	318	480	426	456

5. Curvas TBP, EFV y ASTM del Diesel y Gasóleo (A.G.O.)

% V	TEMPERATURA, °F					
	Diesel			A.G.O.		
	TBP	EFV	ASTM	TBP	EFV	ASTM
0	480	540	513	662	678	655
10	499	546	521	665	678	656
30	532	558	537	672	679	659
50	564	568	557	680	680	663
70	606	583	586	687	680	666
90	644	595	615	694	681	671
100	662	601	630	698	682	674

TABLA III.3 EVALUACION DEL CRUDO MEZCLA:
10% + 90% (HCT + SELVA)

1. Propiedad	Resultado
Gravedad, API	30,4
Gravedad Específica 60/60°F	0,874
Factor de Caracterización K_{uop}	11,9
Viscosidad, cst	
a 100°F	11,79
a 130°F	7,22
Presión de vapor reid a 100°F, psi	2,0
Contenido de azufre, % peso	0,43
Agua y sedimentos, % vol.	0,007
Vanadio, ppm	31,0
Contenido de sales, ptb	2,8

2. Datos para la Construcción del Diagrama de Fase

PRODUCTO	Pendiente ASTM	VABP ASTM	ratio	API
Crudo	9,887	670,0	25,88	30,4
Gasolina	1,487	242,6	13,87	66,7
Turbo	0,875	413,6	24,51	46,5
Diesel	1,15	557,8	32,52	37,0
A.G.O.	0,1875	664,2	41,03	34,3

3. Curvas TBP, EFV y ASTM del Crudo

% V	TEMPERATURA, °F		
	TBP	EFV	ASTM
0	80	236	165
10	246	324	285
30	469	479	478
50	688	632	670
70	872	774	839
90	1150	947	1076
100	1320	1044	1191

4. Curvas TBP, EFV y ASTM de la Gasolina y Turbo Combustible

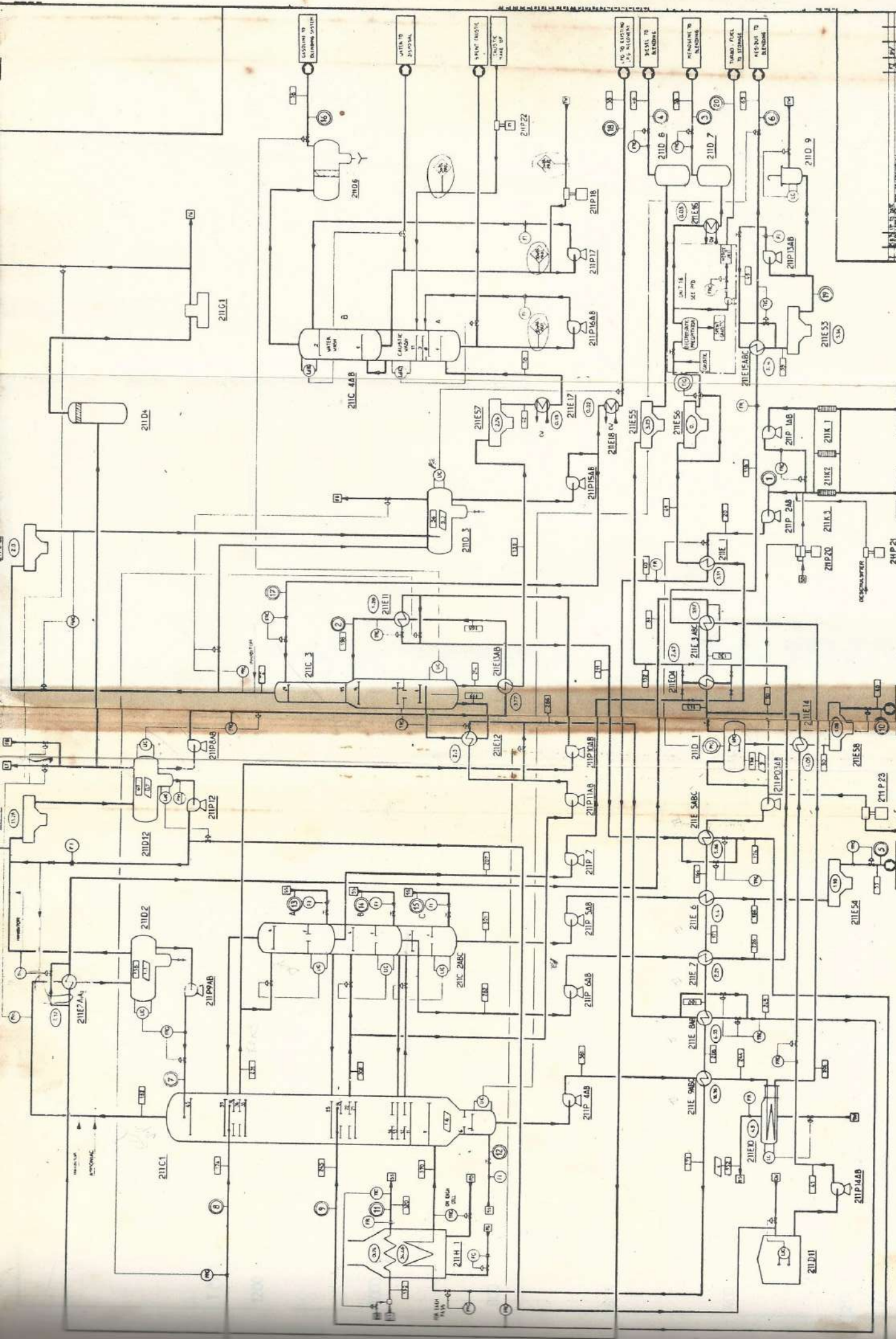
% V	TEMPERATURA, °F					
	Gasolina			Turbo		
	TBP	EFV	ASTM	TBP	EFV	ASTM
0	80	172	150	338	388	374
10	137	187	181	352	393	380
30	196	209	217	383	403	395
50	240	225	245	412	412	412
70	277	239	270	441	421	431
90	316	254	300	467	429	450
100	338	262	318	480	433	460

5. Curvas TBP, EFV y ASTM del Diesel y Gasóleo Atmosférico

% V	TEMPERATURA, °F					
	Diesel			Gas. Atmosférico		
	TBP	EFV	ASTM	TBP	EFV	ASTM
0	480	535	511	662	679	656
10	479	541	518	666	679	657
30	529	551	534	673	680	660
50	559	561	552	681	681	664
70	594	572	575	688	681	668
90	638	587	610	695	682	672
100	662	595	630	698	682	674

TABLA III.4 CURVAS TBP, EFV Y ASTM DEL CRUDO DESPUNTADO

% V	TEMPERATURA, °F		
	TBP	EFV	ASTM
0	246	393	300
10	339	460	360
30	535	594	533
50	732	726	711
70	912	863	877
90	1171	999	1082
100	1320	1066	1185



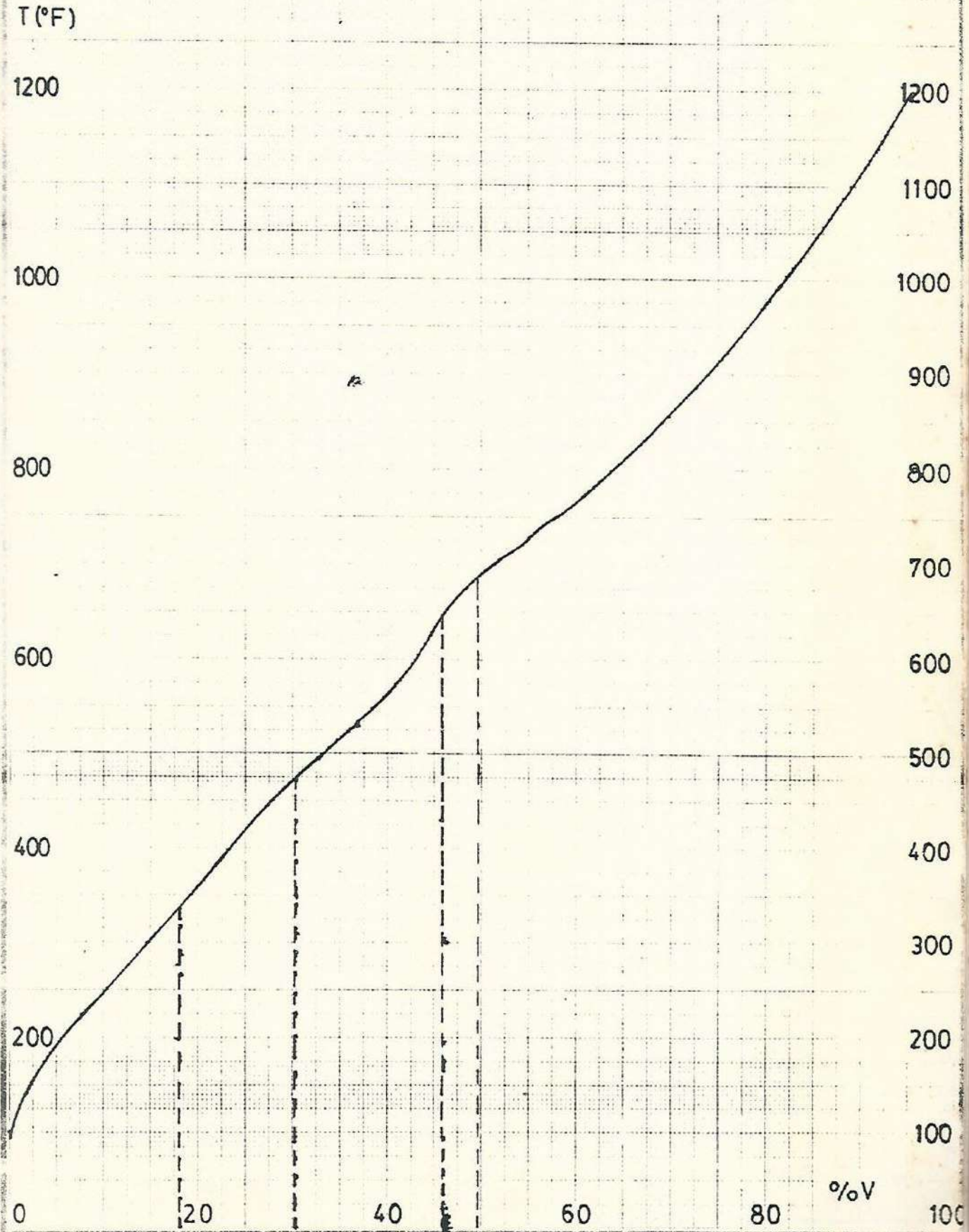
TECHNIP
SARAS MALLAMARU PRABHU
LA PAMPELLA
REFINERY EXPANSION
PETROPERU
LIMA
5.202 AT 10012023

UNIT: LA PAMPELLA
TEMPERATURE: (T)
PRESSURE: (P) (mbar)

NO.	DESCRIPTION	UNIT	NO.	DESCRIPTION	UNIT	NO.	DESCRIPTION	UNIT	NO.	DESCRIPTION	UNIT
1	UNIT 1.1	1.1	11	UNIT 1.11	1.11	21	UNIT 1.21	1.21	31	UNIT 1.31	1.31
2	UNIT 1.2	1.2	12	UNIT 1.12	1.12	22	UNIT 1.22	1.22	32	UNIT 1.32	1.32
3	UNIT 1.3	1.3	13	UNIT 1.13	1.13	23	UNIT 1.23	1.23	33	UNIT 1.33	1.33
4	UNIT 1.4	1.4	14	UNIT 1.14	1.14	24	UNIT 1.24	1.24	34	UNIT 1.34	1.34
5	UNIT 1.5	1.5	15	UNIT 1.15	1.15	25	UNIT 1.25	1.25	35	UNIT 1.35	1.35
6	UNIT 1.6	1.6	16	UNIT 1.16	1.16	26	UNIT 1.26	1.26	36	UNIT 1.36	1.36
7	UNIT 1.7	1.7	17	UNIT 1.17	1.17	27	UNIT 1.27	1.27	37	UNIT 1.37	1.37
8	UNIT 1.8	1.8	18	UNIT 1.18	1.18	28	UNIT 1.28	1.28	38	UNIT 1.38	1.38
9	UNIT 1.9	1.9	19	UNIT 1.19	1.19	29	UNIT 1.29	1.29	39	UNIT 1.39	1.39
10	UNIT 1.10	1.10	20	UNIT 1.20	1.20	30	UNIT 1.30	1.30	40	UNIT 1.40	1.40

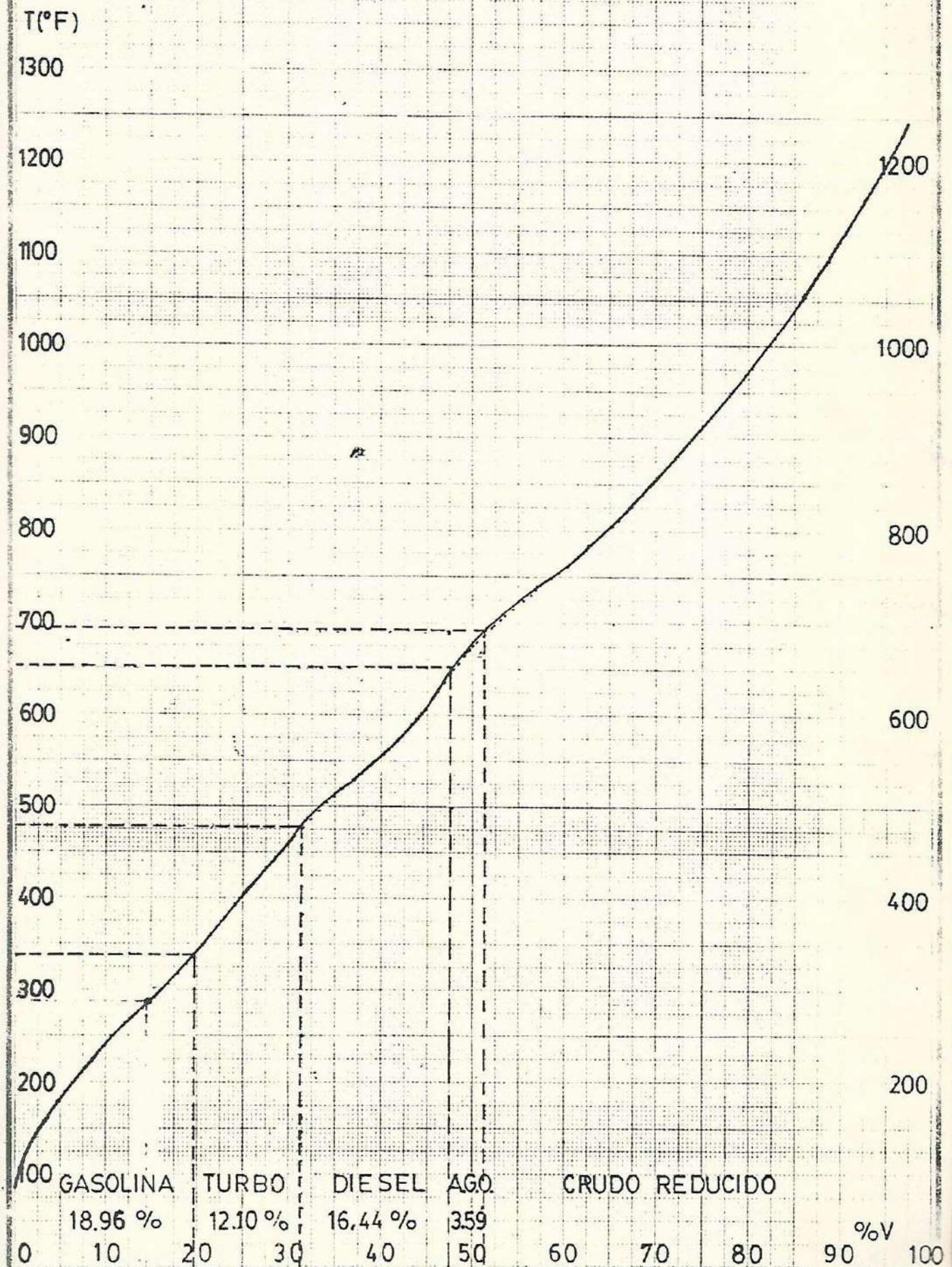
CURVA DE DESTILACION TBP DEL CRUDO SELVA

fig. III B.2A



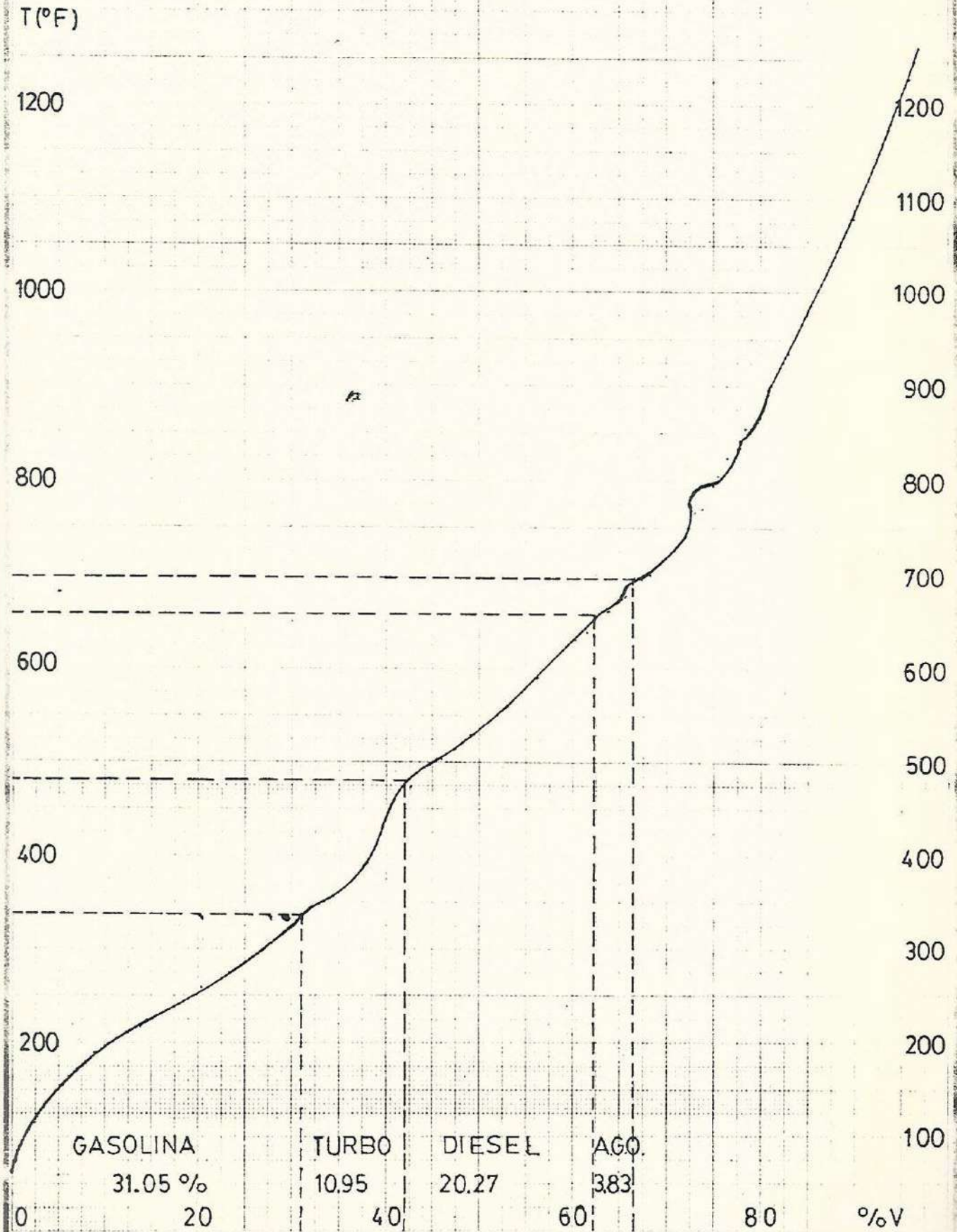
CURVA DE DESTILACION TBP DEL CRUDO MEZCLA

fig. III B.2 B



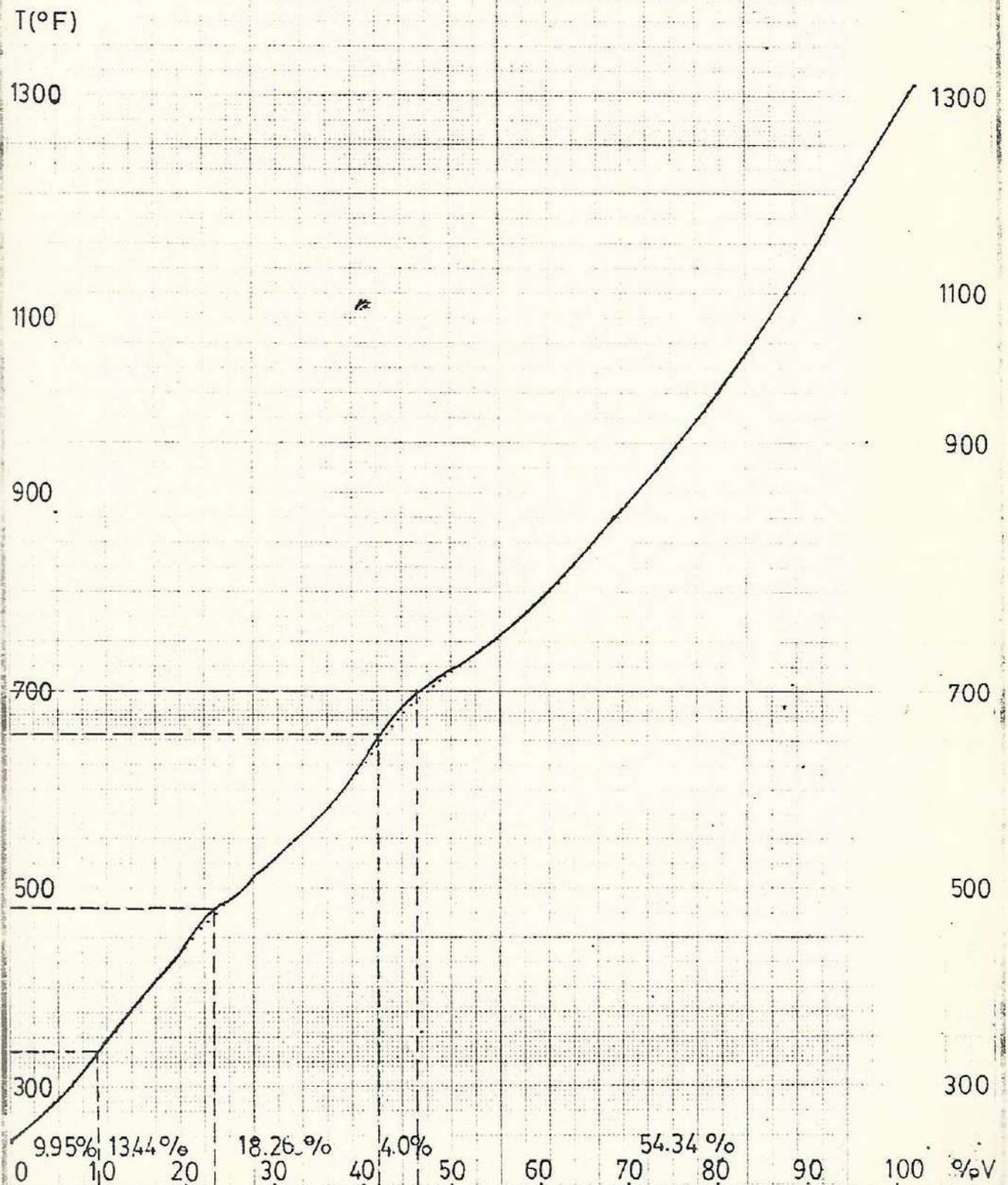
CURVA DE DESTILACION TBP DEL CRUDO HCT-BELCO

fig. III B.3



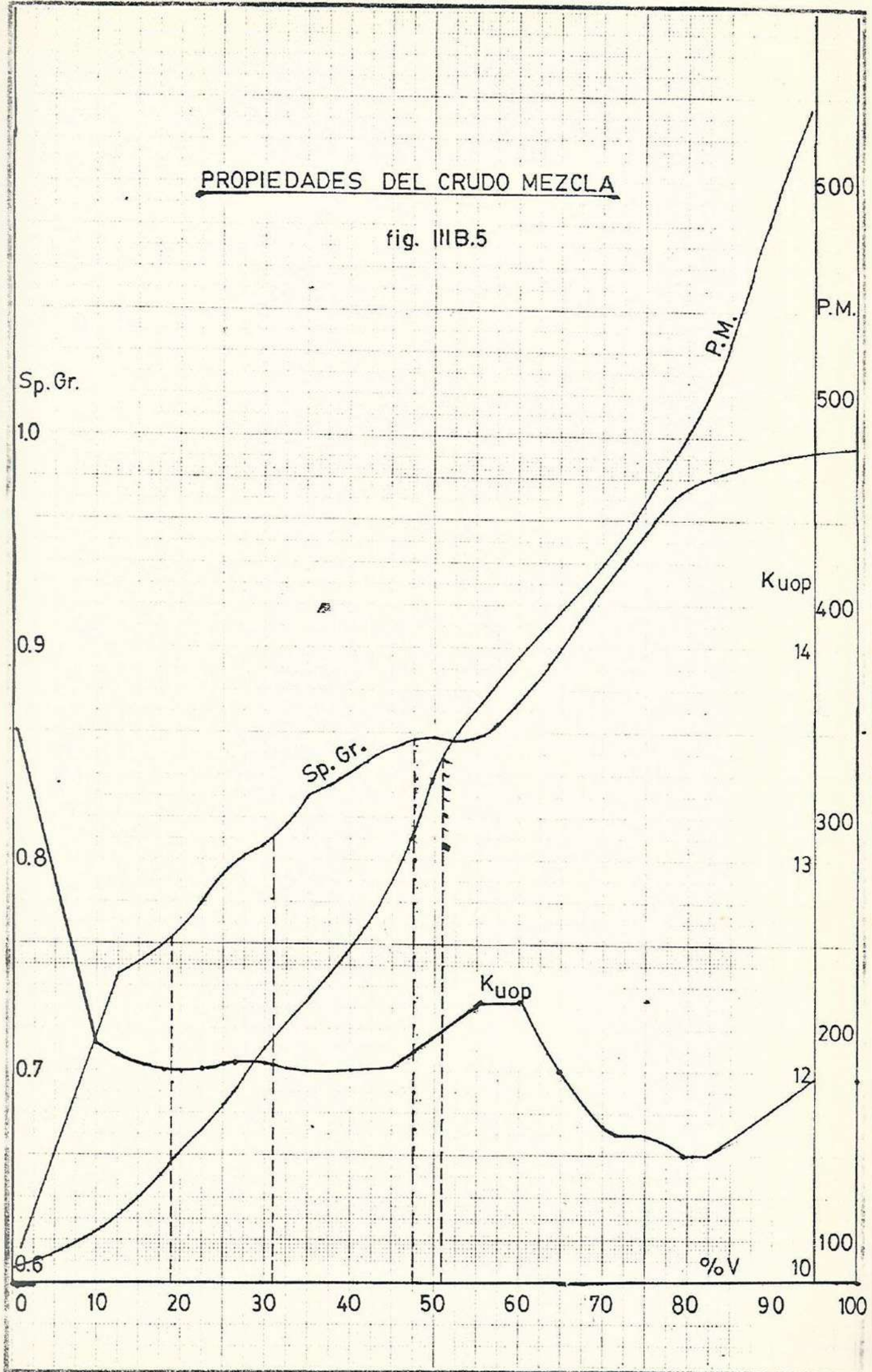
CURVA DE DESTILACION TBP DEL CRUDO MEZCLA DESPUNTADO

fig. III B.4



PROPIEDADES DEL CRUDO MEZCLA

fig. III B.5



PROPIEDADES DEL CRUDO HCT-BELCO

fig. III. B. 6

Sp. Gr.

500

P.M.

400

300

200

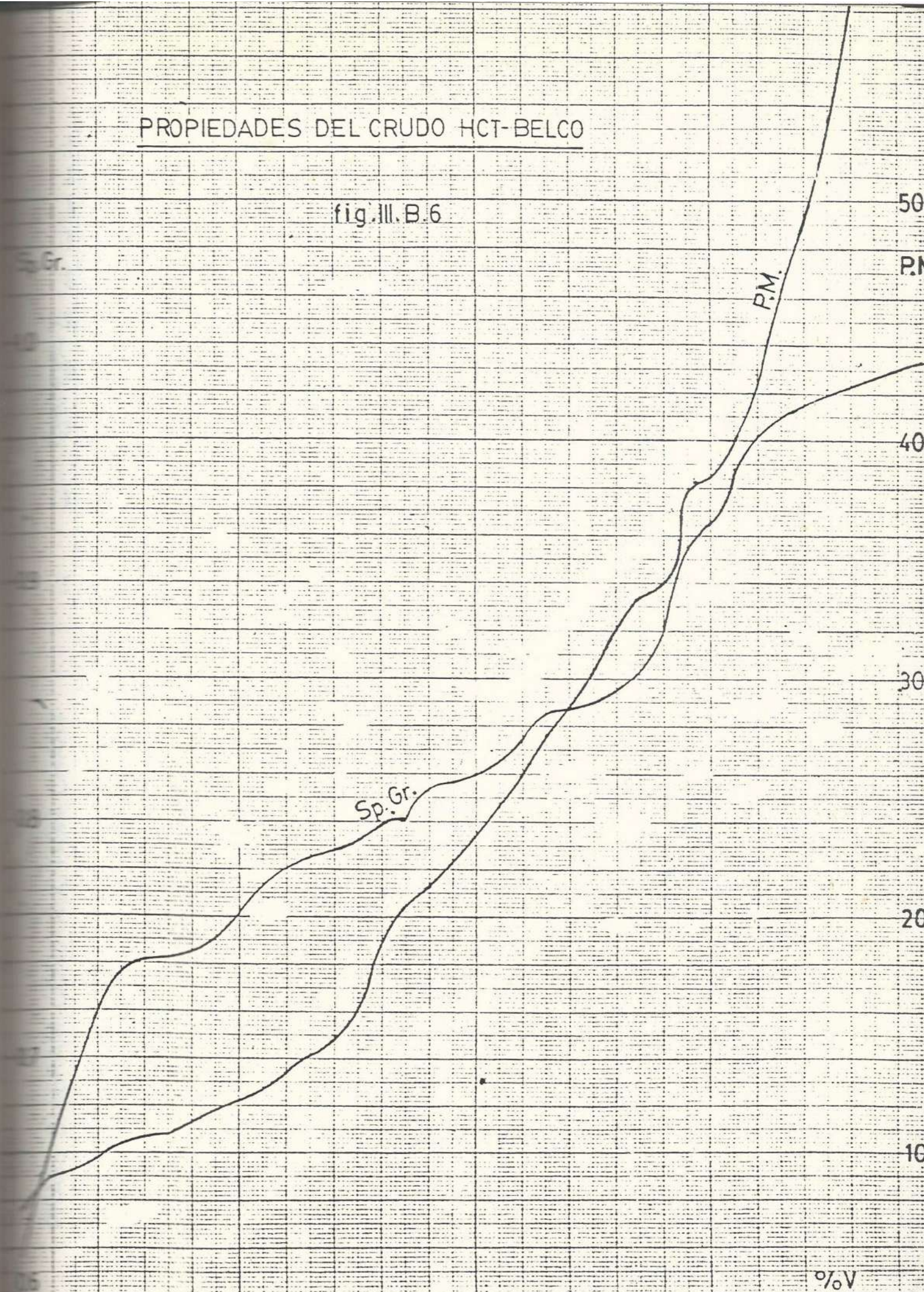
100

Sp. Gr.

P.M.

%V

10 20 30 40 50 60 70 80 90 100



PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK CRUDO MEZCLA GRAVITY 50.4° API		ASTM		E.V.	
VOL% OFF	L°F	DIFF. °F	DIFF. °F	L°F	L°F
0	165			236	
10	285 *			324	
30	478 *			479	
50	670 *			652 *	
70	839 *			774	
90	1076 *			947	
100	1191			1044	

$T^* = 3348 + S = 670$ °F (ASTM VABP)
 ASTM 30% - 10% TEMP = 193 °F
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = 9.887 °F/%
 ASTM VABP (670) = 25.88
 (ASTM 30% TO 10% = 25.887)

fig. III.B.7

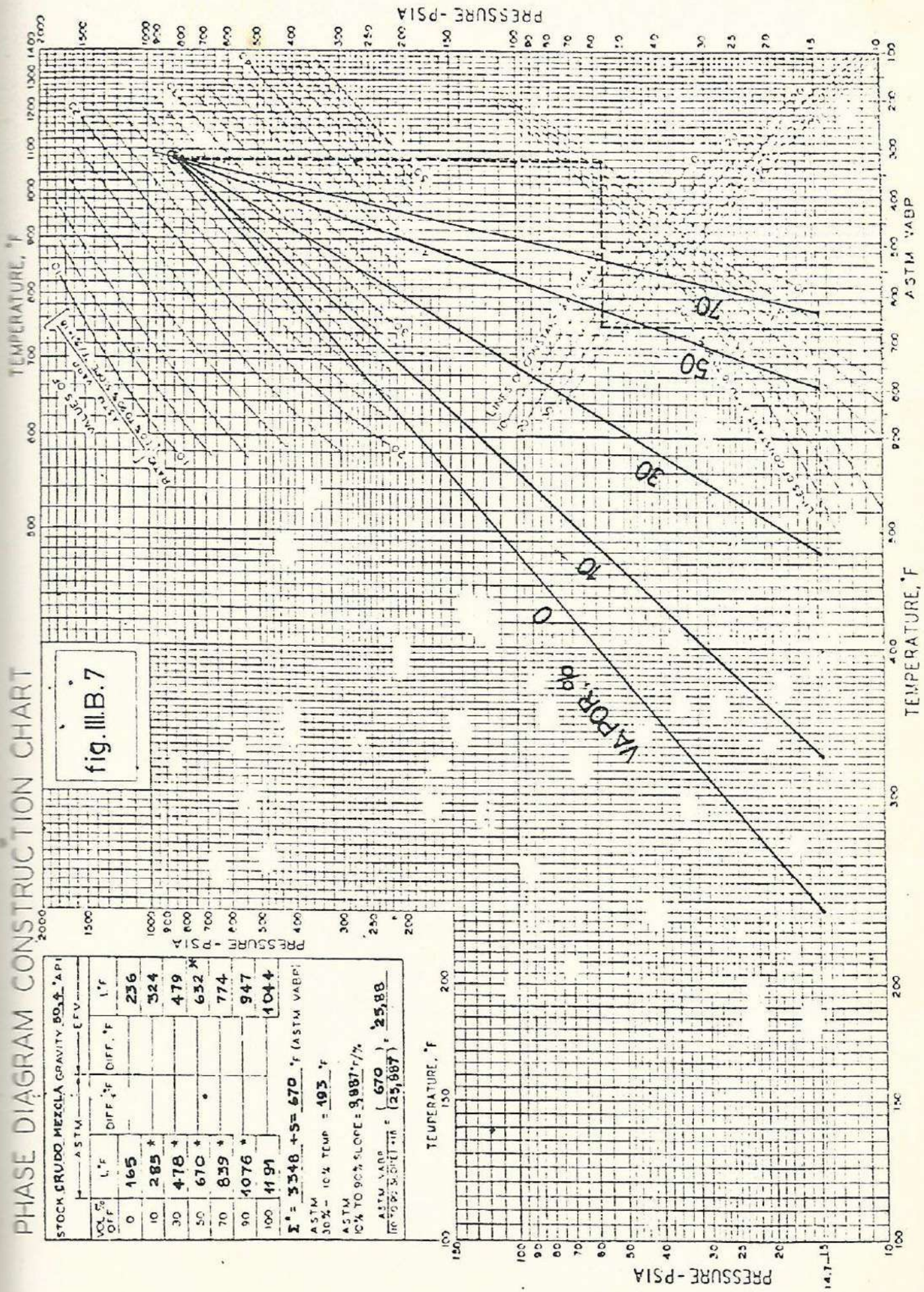


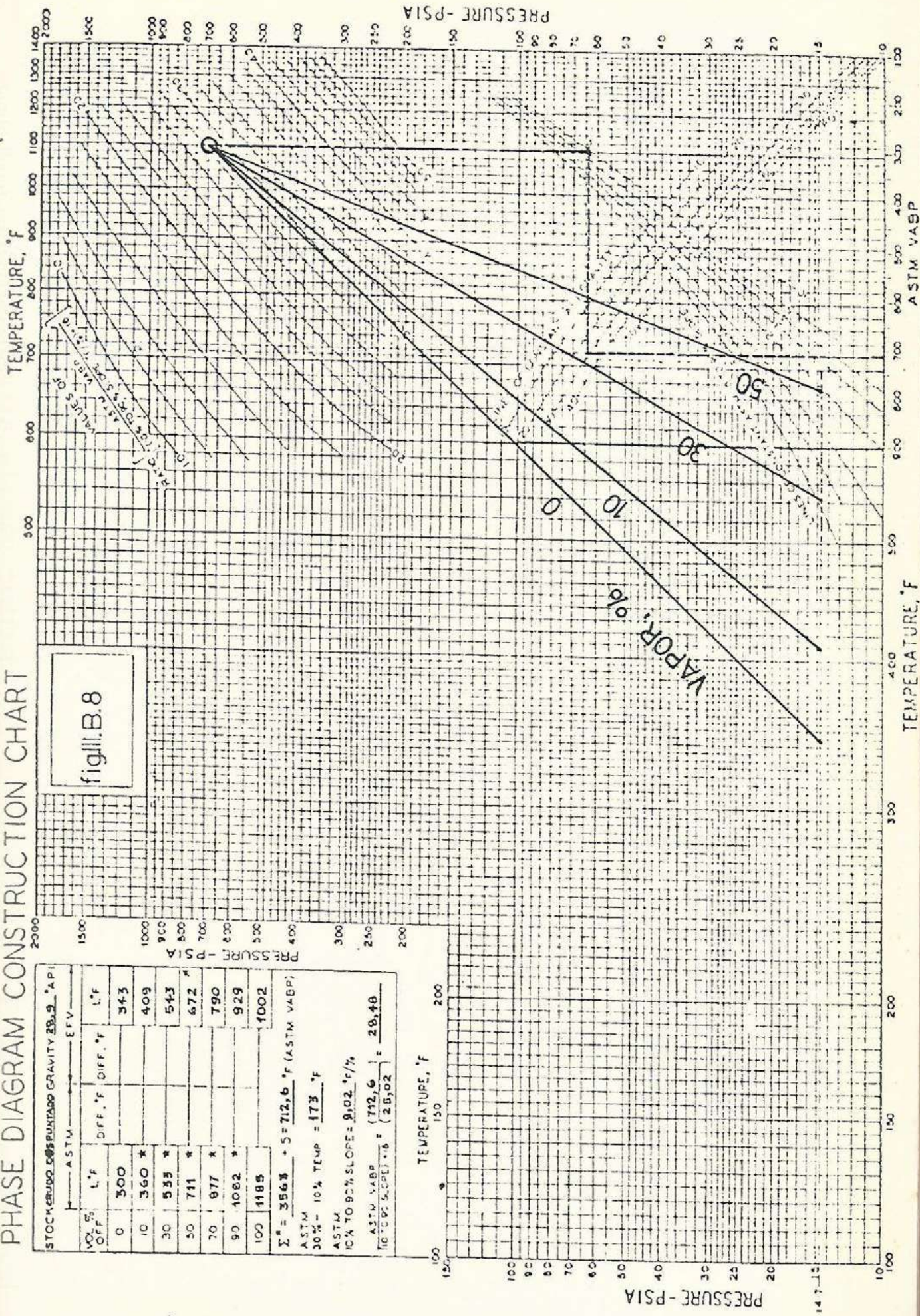
FIGURE 12.14—Phase diagram construction chart.

PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK GRAVITY 29.9 °API

ASTM	EFV	ASTM	EFV
0	300	DIFF. °F	DIFF. °F
10	360	34.3	34.3
30	533	40.9	40.9
50	711	54.3	54.3
70	877	67.2	67.2
90	1062	79.0	79.0
100	1185	92.9	92.9
		100.2	100.2

$\Sigma = 356.8 = 5 \times 712.6 \text{ } ^\circ\text{F (ASTM VABP)}$
 ASTM 30% - 10% TEMP = 173 °F
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = 9.02 °F/%
 $\text{ASTM VABP } (712.6) \div (25.02) = 28.48$



PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

fig. III.B.9

STOCK GASOLINE GRAVITY 66.17 API		ASTM		EFV	
VOL % OFF	L.F.	DIFF. °F	DIFF. °F	L.F.	L.F.
0	150			172	
10	181	*		187	
30	217	*		209	
50	245	*		225	
70	270	*		239	
90	300	*		254	
100	318			262	

$\Sigma = 1213 \div 5 = 242.6$ (ASTM VABP)
 ASTM 30% - 10% TEMP = 36 °F
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = 1.487 °F/%
 ASTM VABP (242.6) = 43.87
 (10% TO 90% SLOPE) * 16 = (17.487)

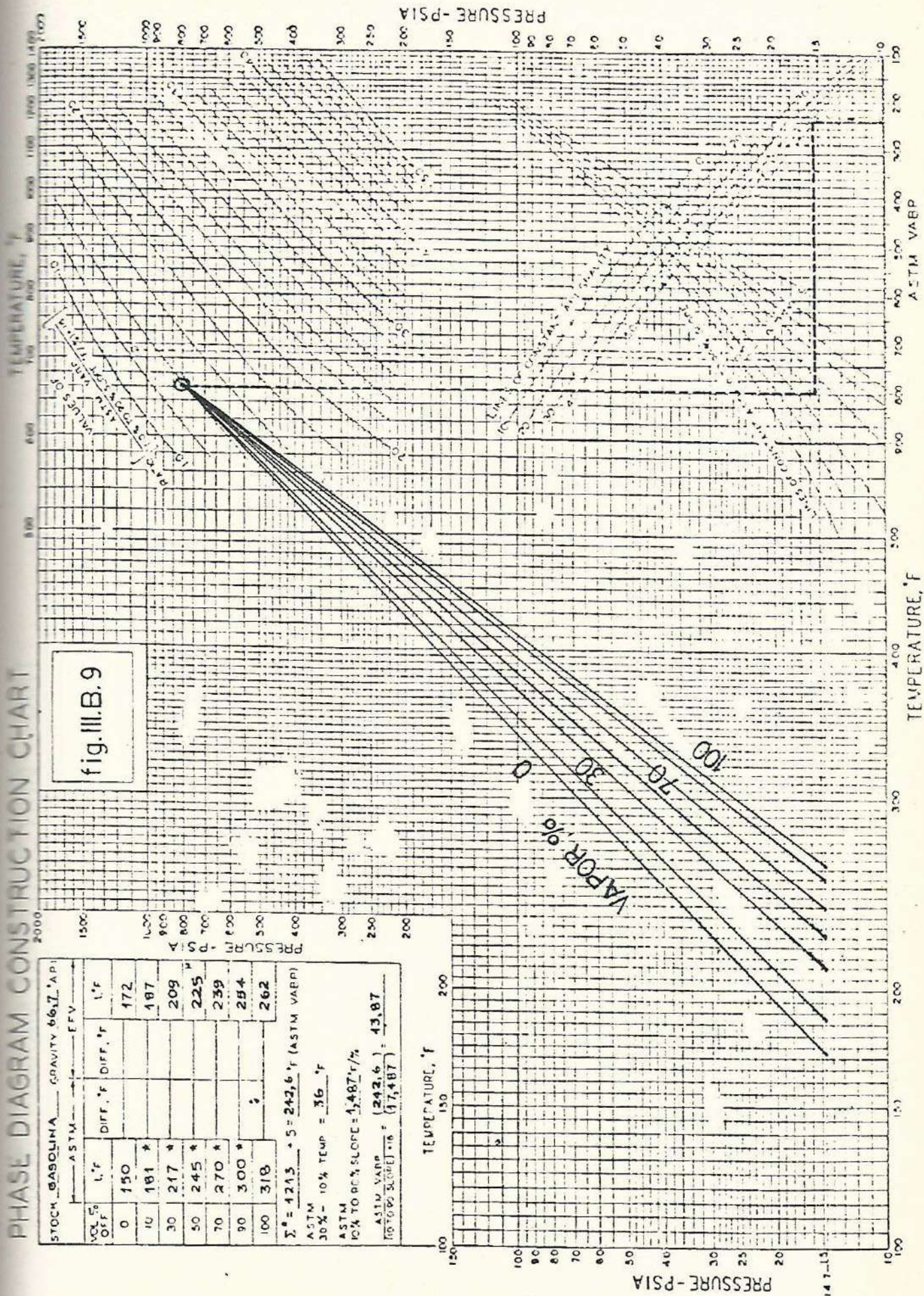
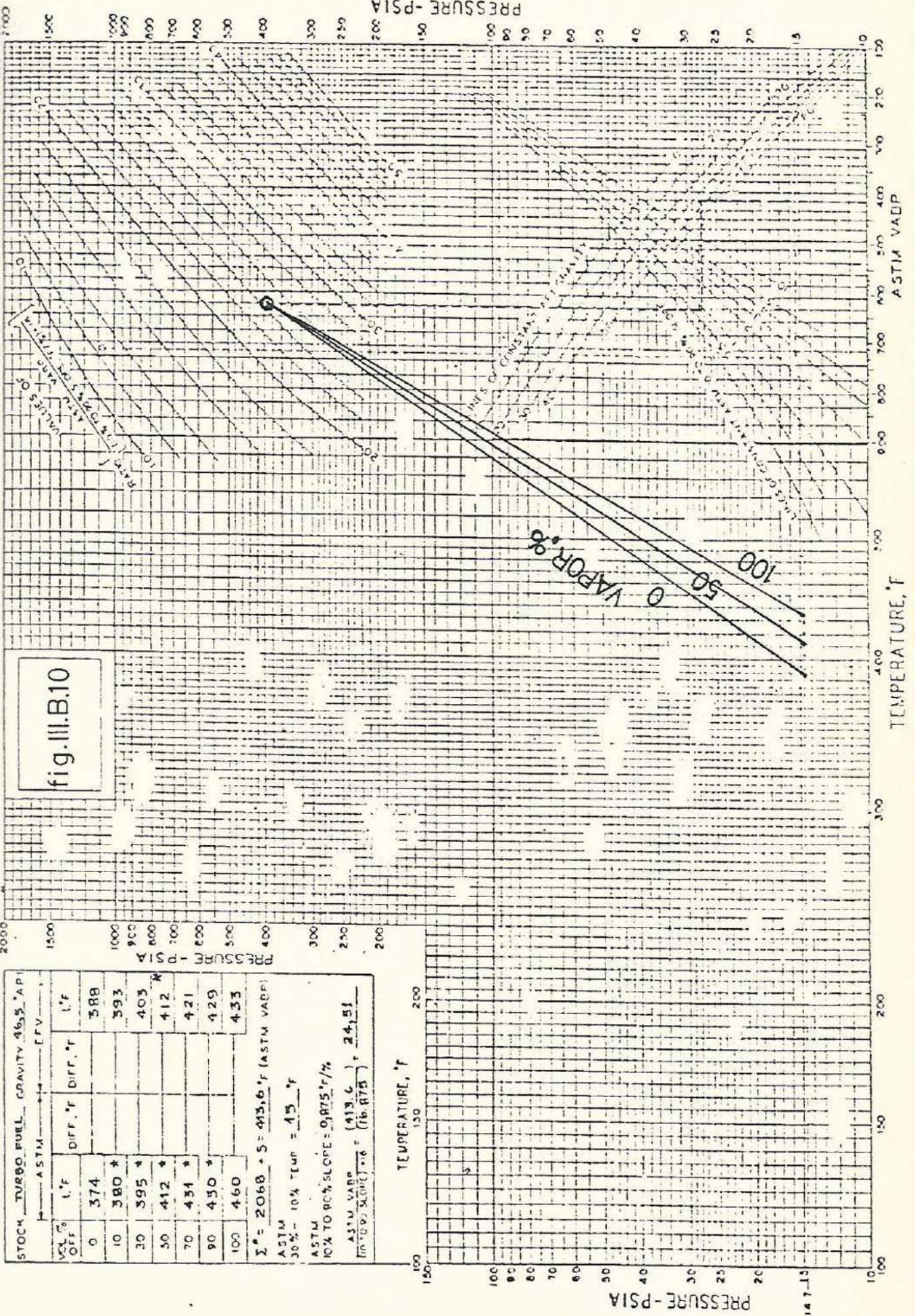


FIGURE 12.14—Phase diagram construction chart.

PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

fig. III.B.10



STOCK TURBO FUEL GRAVITY 96.5 API			
ASTM		EFV	
VOL% OFF	L°F	DIFF. °F	L°F
0	374		388
10	380 *		393
20	395 *		403
30	412 *		412 *
40	431 *		421
50	450 *		429
60	460		433

$\Sigma = 2068 + 5 = 413.6$ (ASTM VADP)
 ASTM 30% - 10% TEMP = 15 °F
 ASTM 10% TO RC% SLOPE = 0.875 °F/%
 $\frac{\text{ASTM VADP}}{\text{RC TO V% SLOPE}} = \frac{413.6}{(16.875)} = 24.51$

FIGURE 12.14—Phase diagram construction chart.

PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

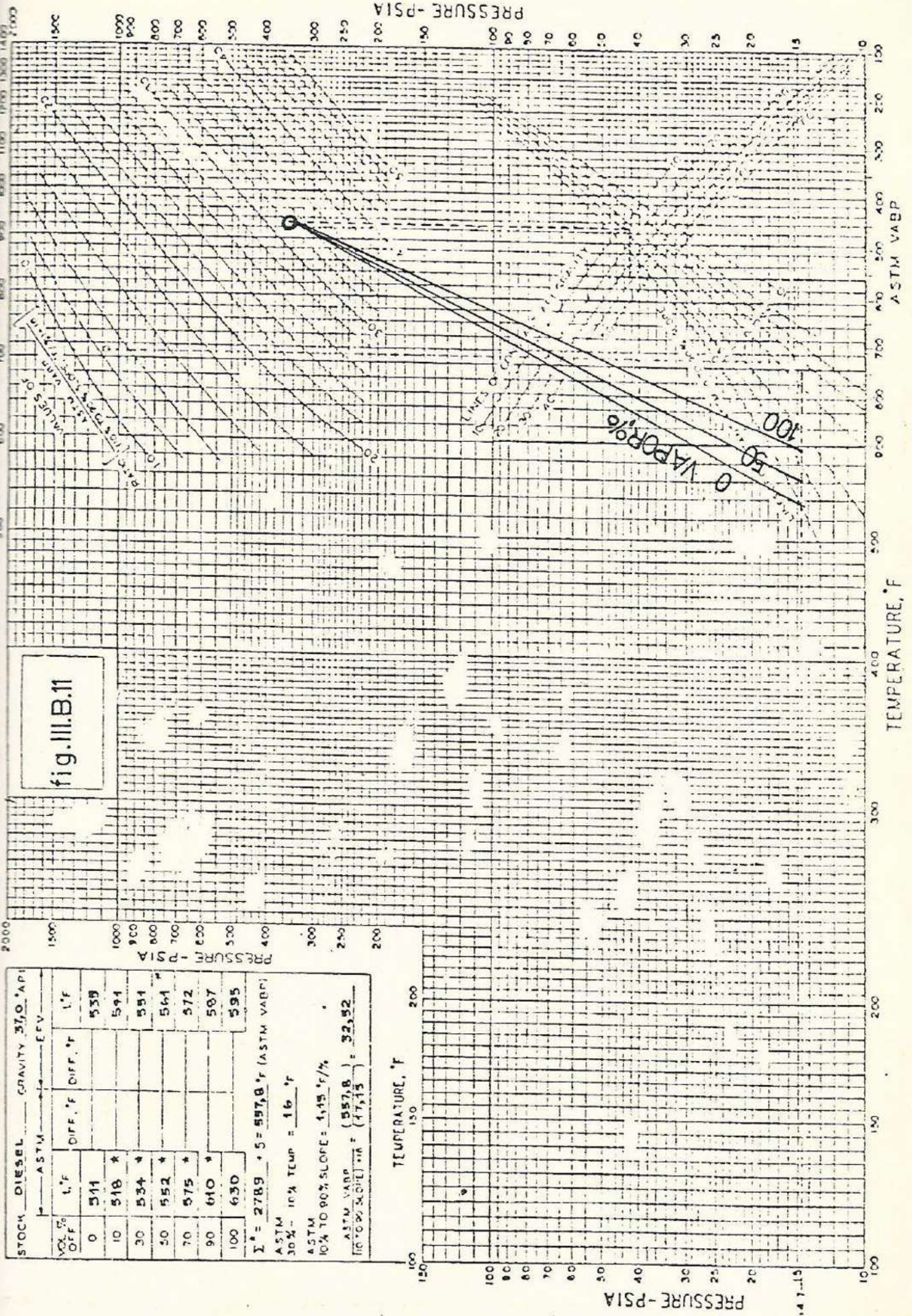


FIGURE 12.14—Phase diagram construction chart.

PHASE DIAGRAM CONSTRUCTION CHART

STOCK A.G.O. GRAVITY **0.853** API

TEMP. A. TO 10% F.M.P.		TEMP. A. TO 90% F.M.P.	
% OF	L.F.	DIFF. °F	L.F.
0	679		391
10	679	*	391
30	680	*	392
50	681	*	393
70	681	*	393
90	682	*	394
100	682		394

$\Sigma \text{ } ^\circ\text{F} \cdot \text{L.F.} = \text{ } ^\circ\text{F (ASTM VAP.)}$
 ASTM 30% - 10% TEMP = $\text{ } ^\circ\text{F}$
 ASTM 10% TO 90% SLOPE = $\text{ } ^\circ\text{F}/\%$
 ASTM VAP. TO 90% SLOPE, $\text{ } ^\circ\text{F}$

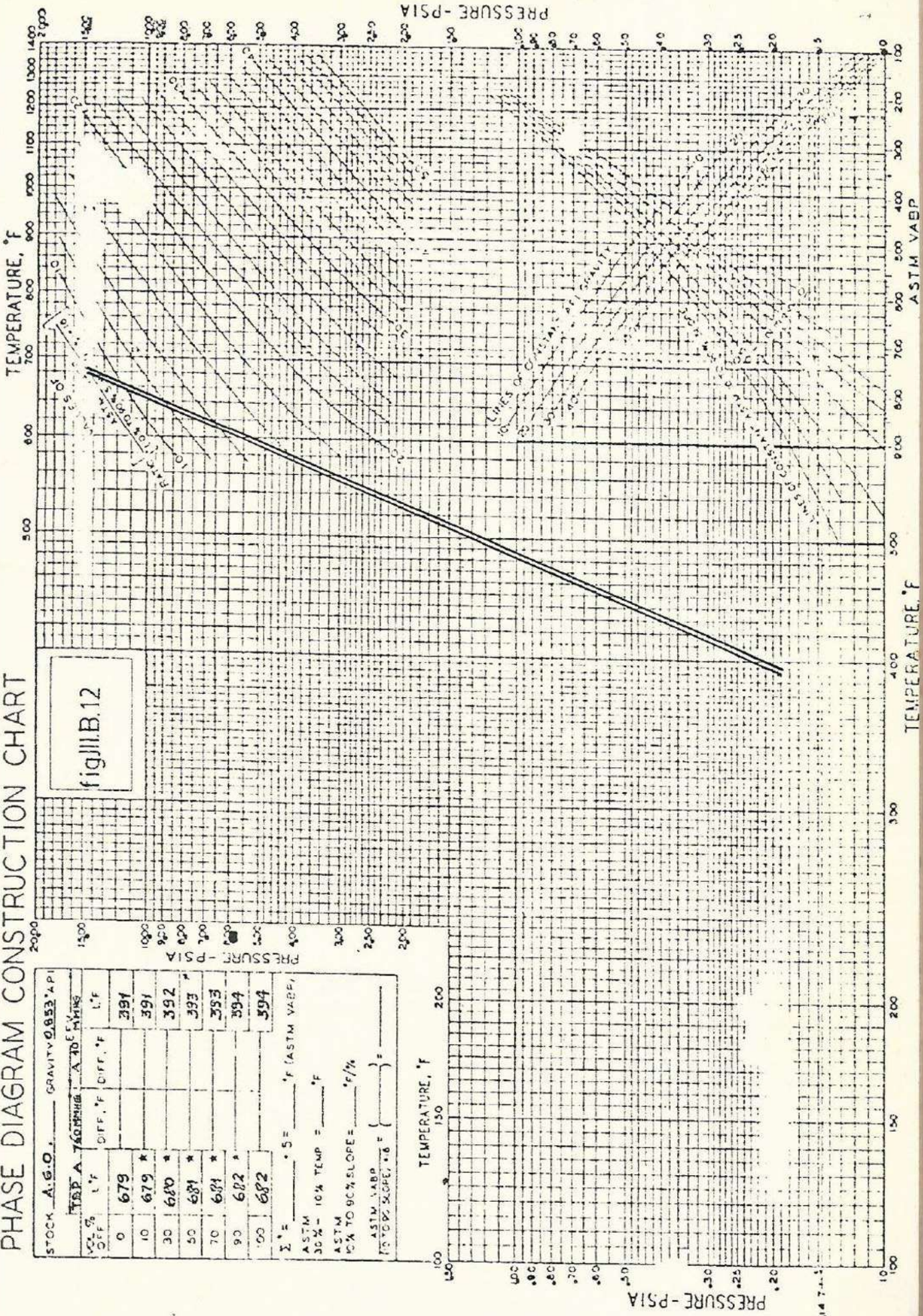
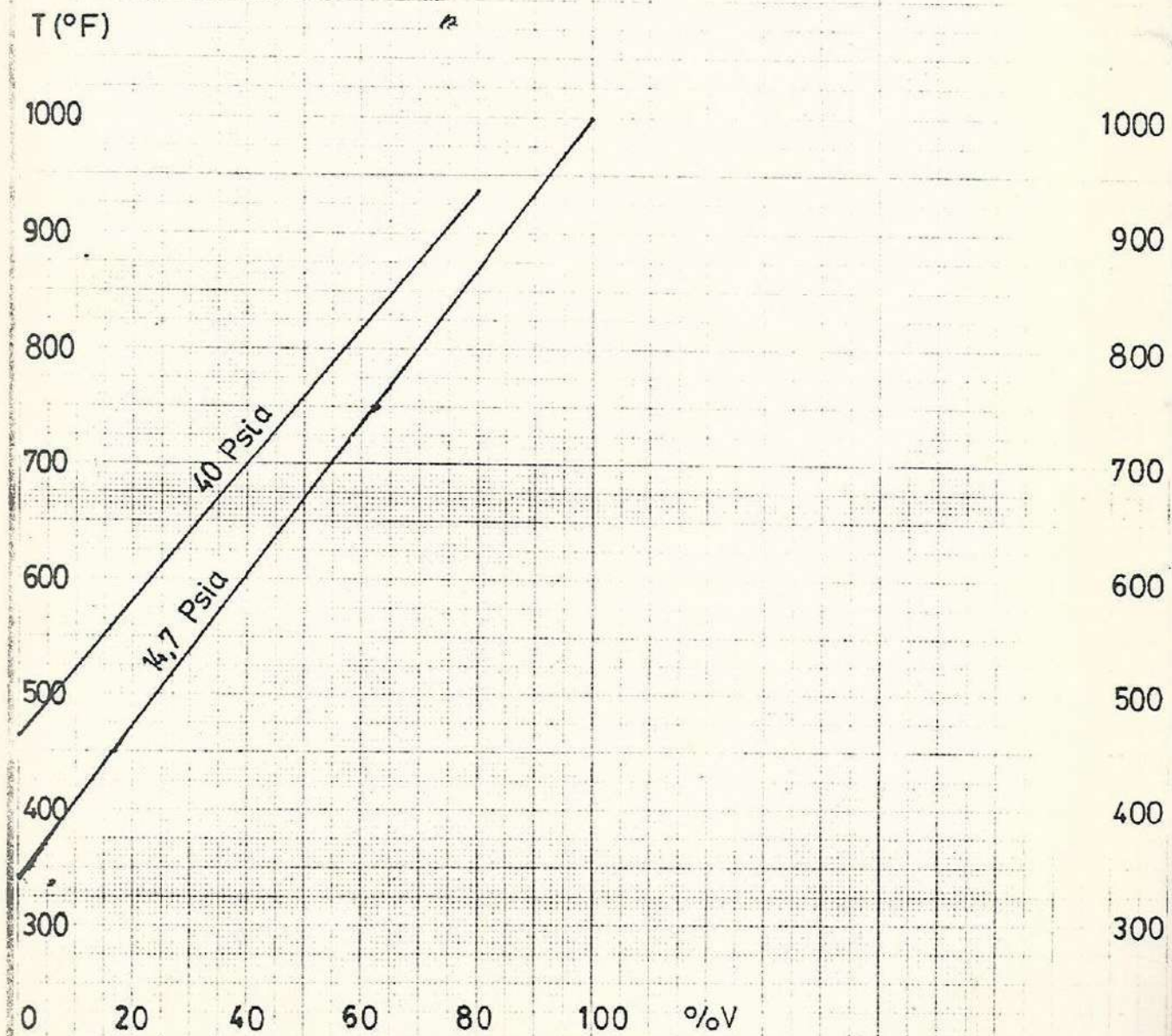


fig III.B.12

CURVAS EFV DEL CRUDO DESPUNTADO

fig. III B.13



III.3 INFLUENCIA DE LA CALIDAD DE LA CARGA

Es importante especificar el tipo de crudo que se carga a la unidad de Destilación Primaria, ya que ello incide en las condiciones de operación de la unidad de la siguiente manera:

- a. Un crudo pesado contiene un menor rendimiento de productos destilados medios, por lo que la zona crítica dentro de la columna fraccionadora es la zona de fondos, por donde se extrae el crudo reducido, el cual llega a obtener rendimientos superiores a 50% en volumen en algunos tipos de crudos pesados. Todo lo contrario sucede con los crudos ligeros, en donde la cantidad de destilados medios es elevada, por lo que la zona crítica en una columna fraccionadora que procesa estos tipos de crudos se encuentra en la zona superior.
- b. Debido a que muchas veces parte de la producción de crudo reducido se usa como carga a la unidad de vacío de la unidad de Destilación Primaria I, en la cual se obtienen productos que van a servir de carga a la unidad de craqueo catalítico, es necesario que el crudo carga a la Unidad Primaria II contenga baja cantidad de vanadio y níquel.

- c. El azufre es tan indeseable en la carga de plantas de Craqueo Catalítico, como lo es en la carga de cualquier planta de una refinería, pues ocasiona corrosión del equipo y aumenta la dificultad en el tratamiento de los productos, que se hace necesario reducirlos a la mínima cantidad posible. Así, por ejemplo, el contenido de azufre en una gasolina catalítica con un punto final de ebullición de 400°F, será del 10% del total aproximadamente.

III.4 VARIACION DE LAS PROPIEDADES DE LOS PRODUCTOS EN UNA UNIDAD DE DESTILACION PRIMARIA

a. Punto de Inflamación

Para aumentar el punto de inflamación de un producto, se aumenta vapor al despojador y si éste no fuera suficiente se elevará la temperatura de los platos inmediatos superiores para disminuir el reflujo interno y hacerlo más pesado.

b. Punto Inicial de Ebullición (P.I.E.)

Si el producto es de tope, dependerá de la mayor o menor temperatura en la zona de condensadores. También se puede aumentar o disminuir la presión en esta zona y se logrará disminuir el P.I.E. pa

ra el primer caso y aumentarlo para el segundo. Este procedimiento tiene el inconveniente de presiones en toda la unidad. Si el producto se obtiene de un corte lateral o del fondo, estará directamente relacionado con la temperatura de la zona de extracción, a mayor temperatura un mayor P.I.E. y viceversa.

c. Punto Final de Ebullición (P.F.E.)

El punto final de un producto de tope está directamente relacionado a la temperatura del mismo tope, a mayor temperatura mayor será el punto final. Si es de un corte lateral estará relacionado directamente a la temperatura de los platos inmediatamente inferiores, es decir una mayor temperatura en la zona inferior determinará que se vaporicen fracciones más pesadas y asciendan a los platos superiores y viceversa.

También se puede lograr este efecto con la variación del volumen de extracción. Una menor extracción generará un mayor reflujo interno que enfriará la zona intermedia inferior con la consiguiente disminución de los vapores ascendentes y un mayor fraccionamiento que dará un P.F.E. más bajo; si se incrementa la extracción el efecto es inverso.

d. Recobrados

Los porcentajes en volumen de recobrado a determinadas temperaturas dependen de la pendiente de la curva A.S.T.M. de un producto y de los puntos inicial y final de esta destilación; así para subir el % V de recobrado a una cierta temperatura se deberá incrementar el porcentaje de livianos en el corte, disminuyendo su punto inicial de ebullición y un efecto similar podemos obtener si disminuimos el punto final, sólo que en este segundo caso como el punto final depende del volumen de extracción del corte, estaremos sacrificando producción.

Los recobrados también son susceptibles de modificación al variar la eficiencia de fraccionamiento en una columna por efecto de la variación de los reflujos; es decir un mayor reflujo interno favorece un mejor fraccionamiento, que disminuye la pendiente de la curva ASTM de destilación, mejorando los recobrados.

e. Presión de Vapor Reid (P.V.R.)

Se controla generalmente sólo para los productos de tope y es susceptible de variar conforma varía el punto inicial de ebullición de este producto. Un punto inicial de ebullición bajo, de-

terminará que el producto contenga una mayor cantidad de fracciones livianas y en consecuencia una mayor presión de vapor reid; para un punto inicial de ebullición más alto, el efecto es contrario. Esta propiedad también puede variarse incrementando o disminuyendo la presión en la zona de los condensadores.

f. Color

Es una especificación que se controla tanto en los productos de tope como en los cortes, y es un índice que señala el grado de fraccionamiento entre los productos. En una torre de destilación los productos tienen color más bajo tanto más pesado se ponen, en consecuencia depende del punto final de ebullición. Otro factor que influye en el color de un producto es la turbidez ocasionada por la presencia de agua. Generalmente esta agua proviene de los agotadores, debido a un exceso de vapor.

g. Viscosidad

Esta es otra propiedad que está ligada íntimamente al rango de destilación del producto y a la pendiente de la curva ASTM de destilación.

Para disminuir la viscosidad de un producto es

necesario incluir más productos livianos en el corte o retirar los productos pesados y ésto se consigue variando los puntos iniciales o finales; de ebullición del corte.

III.5 SERVICIOS INDUSTRIALES

En esta zona se generan o distribuyen los servicios para las unidades de procesos: Vapor, Agua, Aceite, Combustible. Aire comprimido y distribución de la electricidad.

a. Electricidad

Electrolima abastece de electricidad a través de la sub-estación principal de Chavarría, la cual tiene dos ramales de acceso a la sub-estación de La Pampilla.

Una de ellas pasa por la sub-estación de Zapallal, el otro por la sub-estación de Oquendo; el voltaje de recepción es de 60kv. y en la estación de Pampilla se transforma el voltaje a 4160 v. a través de dos transformadores, el antiguo de 5000 Kv y el nuevo de 65000 Kv de 440,380 y 48V. que son utilizados en los motores, instrumentos de control, iluminación, alarmas y seguridad.

b. El Agua

Es obtenida de dos pozos ubicados en la margen izquierda del río Chillón y es transportada por un acueducto y almacenada en tanques.

El agua se distribuye para el sistema de agua-cruda, contra-incendio, etc., para el sistema de agua de enfriamiento en circuito cerrado y la planta de desmineralización.

El agua es desmineralizada en la planta de tratamiento de agua para ser utilizada en los calderos de generación de vapor.

Los calderos actuales tienen una capacidad de producción de 30 tn/hr cada uno y con la ampliación se ha construido una tercera caldera de 34,1 tn/hr.

IV. MODIFICACION PLANTEADA

IV.1 BASES DEL ESTUDIO

La capacidad de diseño de la Unidad de Destilación Primaria II es de 65000 BPD y la finalidad del estudio es realizar un análisis técnico-económico con la finalidad de incrementar la capacidad de procesamiento de la unidad hasta 75000 BPD, mediante la instalación de una torre Pre-flash o torre de despunte, la cual estaría ubicada entre el último intercambiador de calor del tren de precalentamiento del crudo, 211 E9, y el horno de la unidad, 211 H1; tal como se muestra en la figura IV.C.0.

Este análisis toma como base el hecho de que la curva de destilación atmosférica del crudo mezcla (fig. III.B.2.3), en la cual se observa que si se considera la temperatura a la cual se encuentra el crudo, luego de su paso por el último intercambiador de precalentamiento y cuyo valor es aproximadamente 500°F, el porcentaje de vaporizado es del orden del 33% en volumen. Considerando que a la salida del intercambiador 211 E9 la presión es superior a la atmosférica, la cantidad de vaporizado disminuye. Pero, esto implica que a una adecuada presión, cierta cantidad de crudo se lograría vaporizar y separarlo por el tope de la torre de despunte, antes de ingresar al hor

no. Al no estarse haciendo esto actualmente, cierta cantidad de vapores de hidrocarburos ligeros va a ser tan sólo recalentado en el horno. Lo mencionado anteriormente se grafica mejor observando el diagrama de fase del crudo mezcla (fig. III.B.7).

El mismo análisis se realiza para el crudo Belco y su correspondiente curva de destilación TBP atmosférica, en la cual se observa que la cantidad de vaporizado es mayor por ser un crudo de naturaleza ligera (Fig. III.B.3).

En una torre Preflash, a ciertas condiciones de presión y temperatura, se puede separar los componentes más ligeros del crudo (gases + gasolina) y enviarlos directamente a la columna fraccionadora por encima de la zona de extracción de turbo.

El presente estudio, a pesar de haberse considerado sobre la base de una operación turbo combustible normal, no implica que los otros tipos de operaciones que normalmente se llevan a cabo en la unidad, no puedan desarrollarse. Por el contrario, se puede realizar la operación Kerosene y no se presentarían inconvenientes en las zonas de extracciones ya que siempre se tendría descongestionada la zona intermedia de la torre, puesto que los vapores provenientes de la torre preflash se introducirían en el plato 38.

En el diseño de la torre Preflash se prevé la instalación de una malla metálica en la zona superior con la finalidad de retener cualquier impureza, que pudiera contaminar el producto de tope.

El hecho de separar los vapores de hidrocarburos ligeros e introducirlos a la altura del plato N° 38 de la columna fraccionadora, permitirá disminuir las inundaciones en la zona media de la columna. Además, a diferencia de las torres de despunte cuyo vapor va directamente a la zona de vaporización de la fraccionadora junto con el crudo proveniente del horno, lo cual crea un desbalance térmico por la diferencia de temperaturas entre ambos y que finalmente es el horno quien proporciona el calor faltante, para alcanzar la temperatura óptima en la zona de vaporización; en nuestro caso el hecho de introducir el vapor en la zona superior de la fraccionadora, evitaría lo anterior y además se busca que el reflujo externo de turbo/kero (de acuerdo al tipo de operación) que ingresa en el plato 38, en contracorriente con el vapor despuntado, logre recuperar parte del calor que trae consigo el vapor y al disminuir la temperatura de éste se consideraría cualquier fracción pesada que se hubiera vaporizado a las condiciones de operación de la torre de despunte y así se evitaría cualquier riesgo de contaminación de los productos de to

pe, aunque para lograr el fraccionamiento requerido se contaría con 7 platos adicionales.

Cabe señalar que algunos de los factores limitantes del incremento de la capacidad de la unidad son, la caída de presión a través de los intercambiadores de calor de precalentamiento del crudo, las inundaciones en la columna fraccionadora y la capacidad de las bombas; por lo que para establecer exactamente la capacidad propuesta, se han considerado análisis en la columna fraccionadora, el tren de intercambiadores de calor, las bombas de carga y productos y finalmente el horno, por ser los equipos principales de la unidad que se verían afectados por la modificación que se presenta en este estudio.

En la columna fraccionadora se realiza el respectivo balance de materia y energía, considerando como una primera carga el crudo despuntado proveniente de la torre Preflash, el cual previamente ha pasado a través del horno, para luego ser alimentado a la zona de vaporización de la columna y, una segunda alimentación que serían los vapores de hidrocarburos provenientes del tope de la torre de despunte y como se ha señalado anteriormente ingresan a la altura del plato N° 38. Este balance nos proporciona las temperaturas y presiones en las zonas de extracciones laterales, zona de expansión y tope de la columna.

También se ha logrado obtener mediante el uso de programas de simulación por computadora, los balances de materia y energía tanto para el crudo mezcla y crudo Belco y cuyos resultados se han usado para evaluar las inundaciones en la fraccionadora bajo actuales condiciones de operación. Por la fig. IV.C.10, las inundaciones son función de la gravedad especifica del crudo y del flujo de carga a la unidad. Así, por ejemplo, en la zona de extracción de diesel se puede observar que teóricamente podría llegarse a procesar hasta 82000 BPD de un crudo de 30,4°API sin rebasar el límite de las inundaciones; pero, así mismo tan solo se procesarían 65000 BPD de un crudo de 34,7°API. En nuestro caso, si se deseara procesar 75000 BPD de crudo, esto sólo se lograría con crudos de gravedad API menores a 32°. Pero, nuestra unidad necesita ser flexible para amplios rangos de gravedades específicas (entre 30 y 35°API) y ello es posible lograrlo con la torre preflash, ya que al separarse los vapores ligeros (10% de la carga total) e introducirlos en la zona superior de la fraccionadora, se lograría descongestionar la zona intermedia de la misma, que resulta ser la zona crítica, y de esta manera se alimentarían a la zona de vaporización 67500 BPD y 7500 BPD de vapor en el plato N° 38 de la columna fraccionadora.

A mayores porcentajes de separación de vapores lige-

ros de hidrocarburos, se encontró que se necesitaría una temperatura en la zona de vaporización mayor a la máxima permisible.

El análisis del tren de intercambiadores de calor se hizo necesario para calcular las temperaturas a obtenerse, ya que éstas decrecen al aumentarse el flujo de carga. Además, fue uno de los principales factores limitantes para lograr un mayor incremento de la capacidad de la unidad más allá de la considerada, ya que la caída de presión en los intercambiadores de calor de precalentamiento de crudo, supera los límites permisibles cuando se tienen cargas mayores a 75000 BPD.

El diseño de la torre de despunte y el cálculo de la potencia de las bombas de fondos de la misma, la capacidad de las bombas de carga y productos y el cálculo del ahorro de energía en el horno se presentan también en este capítulo.

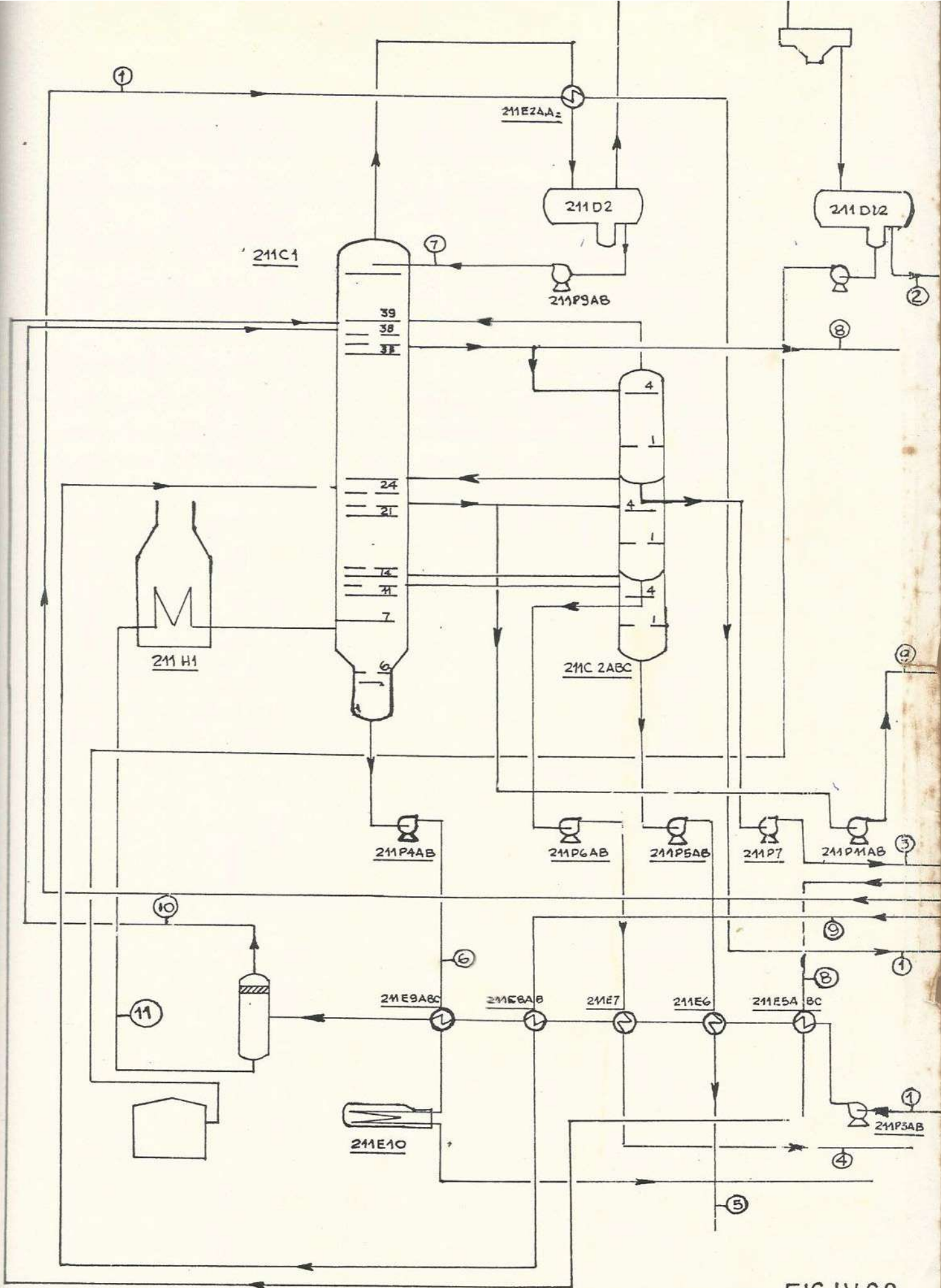


FIG. IV. C. 0

NUMERO	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪
CORRIENTE	CRUDO CARGA	GASOLI. A ESTABI.	KERO/ TURBO	DIESEL	A.G.O.	RESIDUAL	REFLUJO TOPE	REFLUJO KERO/ TURBO	REFLUJO DIESEL	VAPORES TOPE PRE FLASH	CRUDO DESPUNT.

IV.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN LA COLUMNA FRACCIONA
DORA

1. Carga de crudo mezcla a la unidad:	75000 BPD
2. Carga de crudo a la fraccionadora, considerando una separación en la torre de despunte del 10% vol con respecto a la carga total a la unidad	
a. Carga a la zona de vaporización de la fraccionadora, provenientes de los fondos de la torre Preflash, BPD	67500,0
b. Vapor despuntado, BPD	7500,0
3. Temperatura en la zona de expansión (máx.), °F	680,0
4. a. Presión en el tope de la columna, Psia	34,15
b. Número de platos en la zona superior	39,0
c. Caída de presión considerada por plato, Psi	0,15
d. Presión en la zona de expansión o vaporización, Psia	40,0
5. Temperatura de los vapores y líquido provenientes de la torre Preflash, °F	485,0
6. Inyección de vapor	
Fondos, lb/hr	7388,0
Turbo, lb/hr	2557,0
Diesel, lb/hr	1569,0
A.G.O. lb/hr	572,0
7. Calores extraídos por los reflujos Pumpharound de:	
Diesel, MM Kcal/hr	9,695
Turbo, MM Kcal/hr	9,5805

8. Propiedades Físicas de los productos

PRODUCTO	GASES + GASOLINA	TURBO	DIESEL	A.G.O.	CRUDO REDUCIDO	CRUDO
Gravedad específica, 60/60°F	0,714*	0,795	0,840	0,853	0,941	0,861
Gravedad, API	66,7	46,5	37,0	34,3	18,8	-
Peso molecular	110,0	171,0	248,0	330,0	465,0	251,0
K_{app}	12,49	12,06	12,02	12,31	11,94	11,90

* Gravedad específica de la gasolina, 60/60°F: 0,7165

Gravedad específica de los gases, 60/60°F: 0,610

9. Balance de materia total a la Unidad: (Fig. 3.B.2.B)

	%V	Bls/día	M ³ /día	Sp.Gr. 60/60°F	t/hr	PM	Kmol/hr
Gases de tope	0,45	337,5	53,65	0,61	1,36	87,0	15,63
Gasolina	18,51	13.882,5	2.206,96	0,7165	65,89	111,0	593,60
Turbo	12,10	9.075,0	1.442,65	0,795	47,79	171,0	279,47
Diesel	16,44	12.330,0	1.960,10	0,840	68,60	248,0	276,61
A.G.O.	3,59	2.692,5	428,03	0,853	15,21	330,0	46,09
Vapor (vapores ascen.)	51,09	38.332,5	6.091,33	0,7834	198,85	164,15	1.211,40
Crudo reducido	48,91	36.682,5	5.831,42	0,941	228,64	465,0	491,70
TOTAL	100,00	75.000,0	11.922,75	0,8605	427,49		1.703,10
Crudo despuntado	90,0	67.500,0	10.730,47	0,8823	394,48	291,8	1.351,72
Vapor de Pre flash	10,0	7.500,0	1.192,28	0,665	33,03	94,0	351,38
TOTAL	100,0	75.000,0	11.922,75	0,8605	427,51		1.703,10
Crudo	100,0	75.000,0	11.922,75	0,861	427,72	251,0	1.704,06

10. Rate de Vapor

Crudo reducido; BPD 36.682,5

Inyección de Vapor; lb/hr 7.388,0

$$\text{Rate} = \frac{7.388 \text{ lb/hr}}{36.682,5 \text{ BPD} \times \frac{D}{24 \text{ hr}} \times \frac{42 \text{ Gal}}{B}} = 0,115 \frac{\text{lb vapor}}{\text{Galón crudo reducido}}$$

11. Overflash

Se asumirá un Overflash igual a 0,5%.

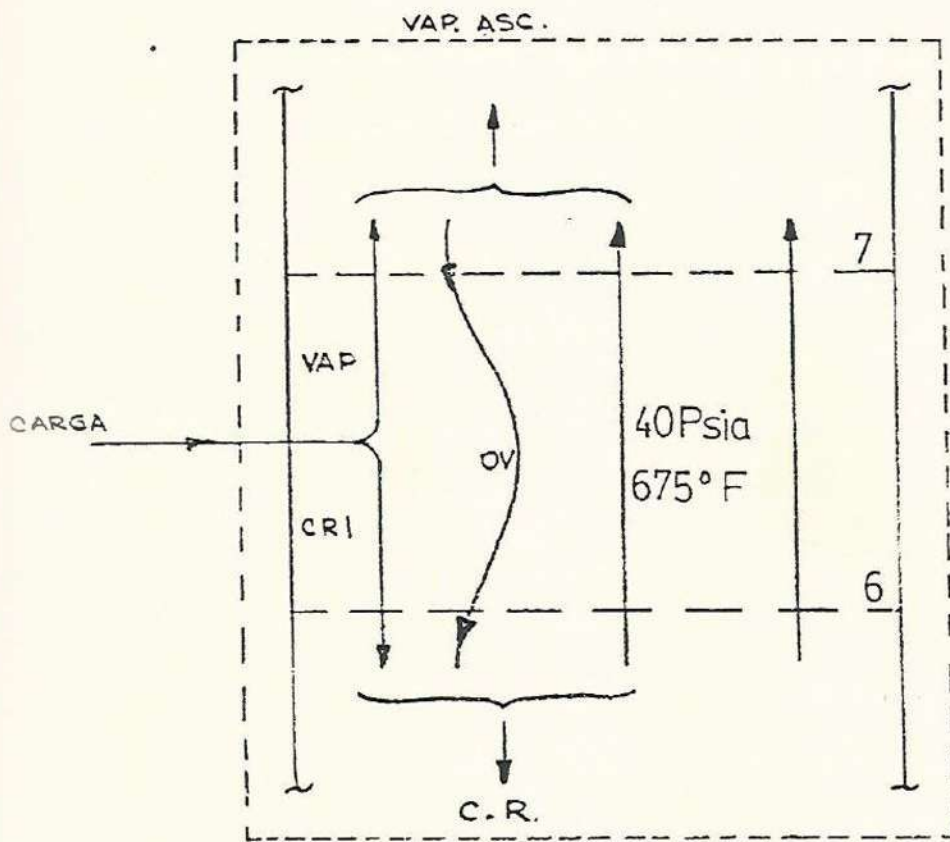


fig. IV.C.1

CORRIENTES EN LA ZONA DE EXPANSION

12. Cálculo de la Temperatura de la Zona Flash

- De la correlación de Vapor de Stripping (Fig. IV.C.2)

Strip-out, %vol. vaporizado basado en crudo re
ducido 16,19

$$\text{Ref} = 54,34 \frac{0,1619}{1 - 0,1619} = 10,5 \text{ \%V con respecto al crudo despuntado}$$

$$\text{VAP} = \Sigma S_G^* + \text{OV} - \text{REF}$$

$$\text{VAP} = 45,66 + 0,5 - 10,56 = 35,66$$

En la curva de vaporización Flash Atmosférica (EFV) del crudo despuntado. Fig. III.B.8 a 35,66%V, T = 577°F, la cual corresponde a 14,7 PSIA. A 40 PSIA, T = 675°F, la cual se puede considerar como la temperatura máxima permisible. (Fig. IIIB.13).

13. Propiedades del Revaporizado y Overflash*

	CORTE	% VOL	Sp.Gr.	API	PM	K _{uop}
Vapores ascend.	0,00 - 45,66	45,66	0,8124	42,7		
REF	35,16 - 45,66	10,50	0,852	34,6	309	12,17
OV	35,16 - 35,66	0,50	0,8428	36,4	245	12,01
VAP	0,00 - 35,66	35,66	0,8012	45,1		12,15
C.R.	45,66 - 100,00	54,34	0,941	18,8	465	11,94
C.R.I.	35,66 - 100,00	64,34	0,9272	21,1		11,88

* Ver acápite 21 y Fig. IV.C.3.

STRIPPING STEAM CORRELATION FOR PIPESTILLS

STRIPPING STEAM vs. STRIP-OUT

Notes:

1. Correlation is based on data from strippers with 4 plates.
2. For design purposes assume a given steam rate will result in 90% of the indicated strip-out.

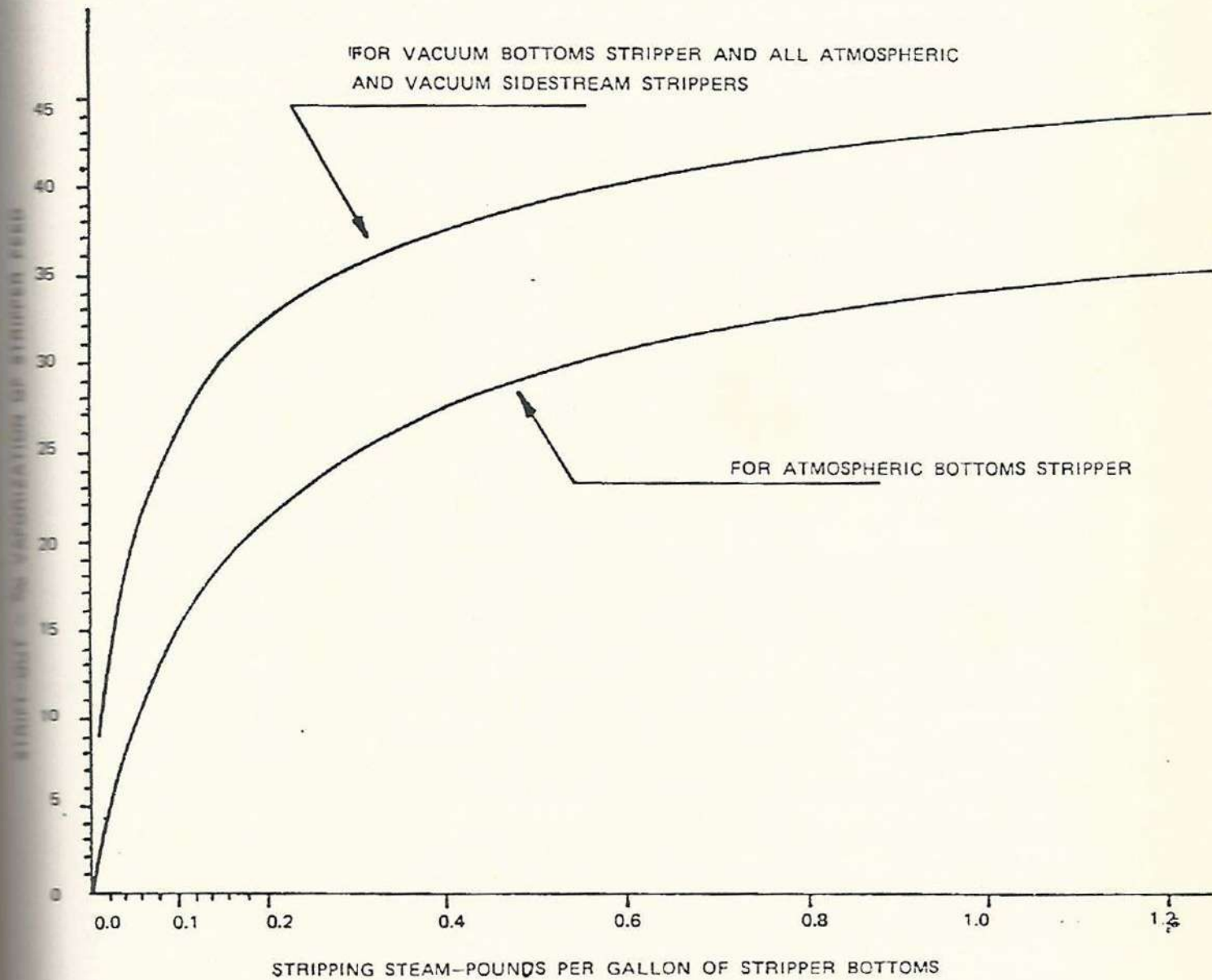


fig. IV C.2

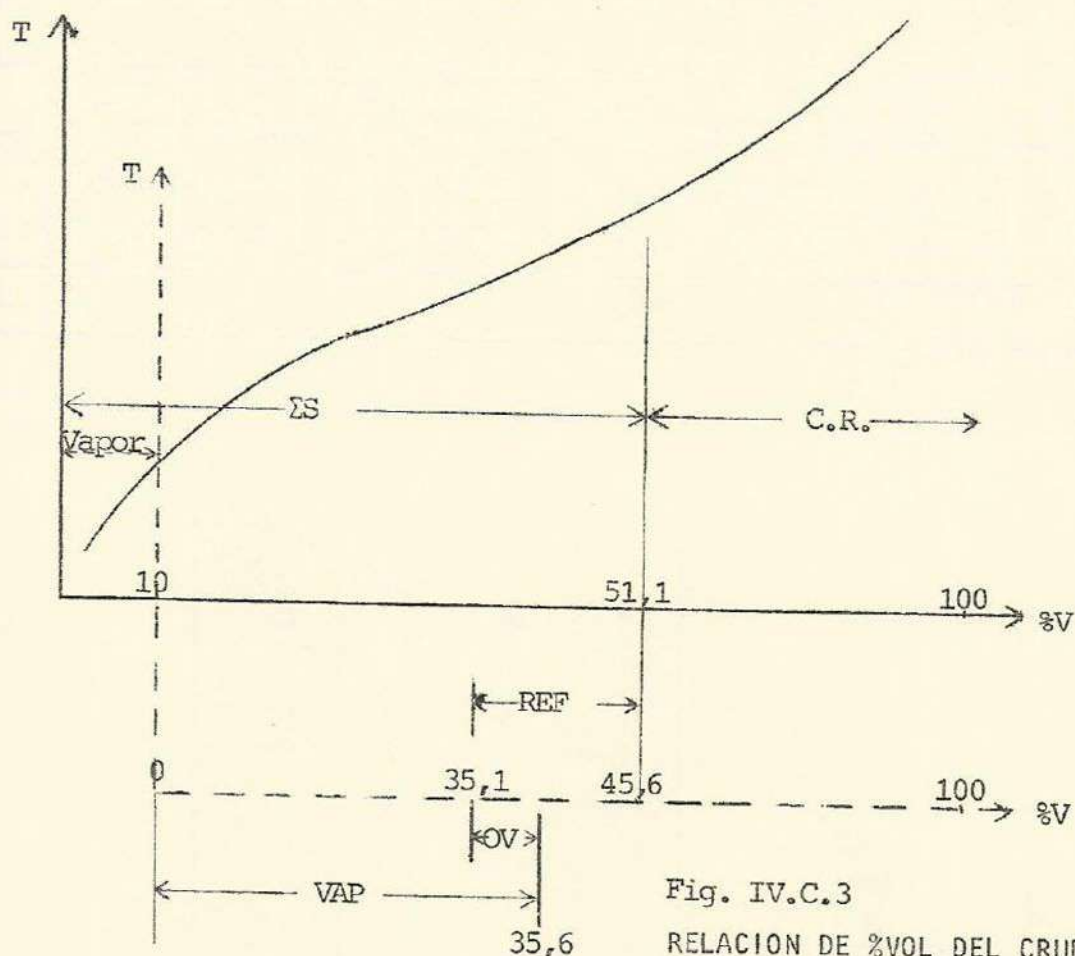


Fig. IV.C.3

RELACION DE %VOL DEL CRUDO
TOTAL Y EL CRUDO DESPUNTADO

14. Balance de materia en la zona de expansión (Fig. IV.C.1)

	% VOL.	BPD	M ³ /D	Sp.Gr.	t/hr
VAP	35,66	24.070,5	3.826,487	0,8012	127,741
REF	10,50	7.087,5	1.126,699	0,852	39,997
-OV	0,50	337,5	53,652	0,8428	1,884
Vap. ascen.	45,66	30.820,5	4.899,534	0,8124	165,854
CRI	64,34	43.429,5	6.903,987	0,9272	266,734
-REF	10,50	7.087,5	1.126,699	0,852	39,997
OV	0,50	337,5	53,652	0,8428	1,884
C.R.	54,34	36.679,5	5.830,94	0,941	228,621
TOTAL	100,00	67.500,0	10.730,474		394,475
Crudo desp.	100,00	67.500,0	10.730,475	0,8823	394,48

Salida de Calor

	K_{uop}	ESTADO	Sp.Gr.	T(°F)	P(Psia)	BTU/lb	Kcal/kg	t/hr	MM Kcal/hr
REF.	12,17	Vapor	0,852	665	40,0	489,061	271,135	39,997	10,446
REF.	11,94	Líquido	0,941	T	40,0	H	H_1	228,621	Q
REF.		Vapor		665	40,0	1365,385	756,969	3,358	2,542
TOTAL									$Q + 12,988$

$$Q = 47,512$$

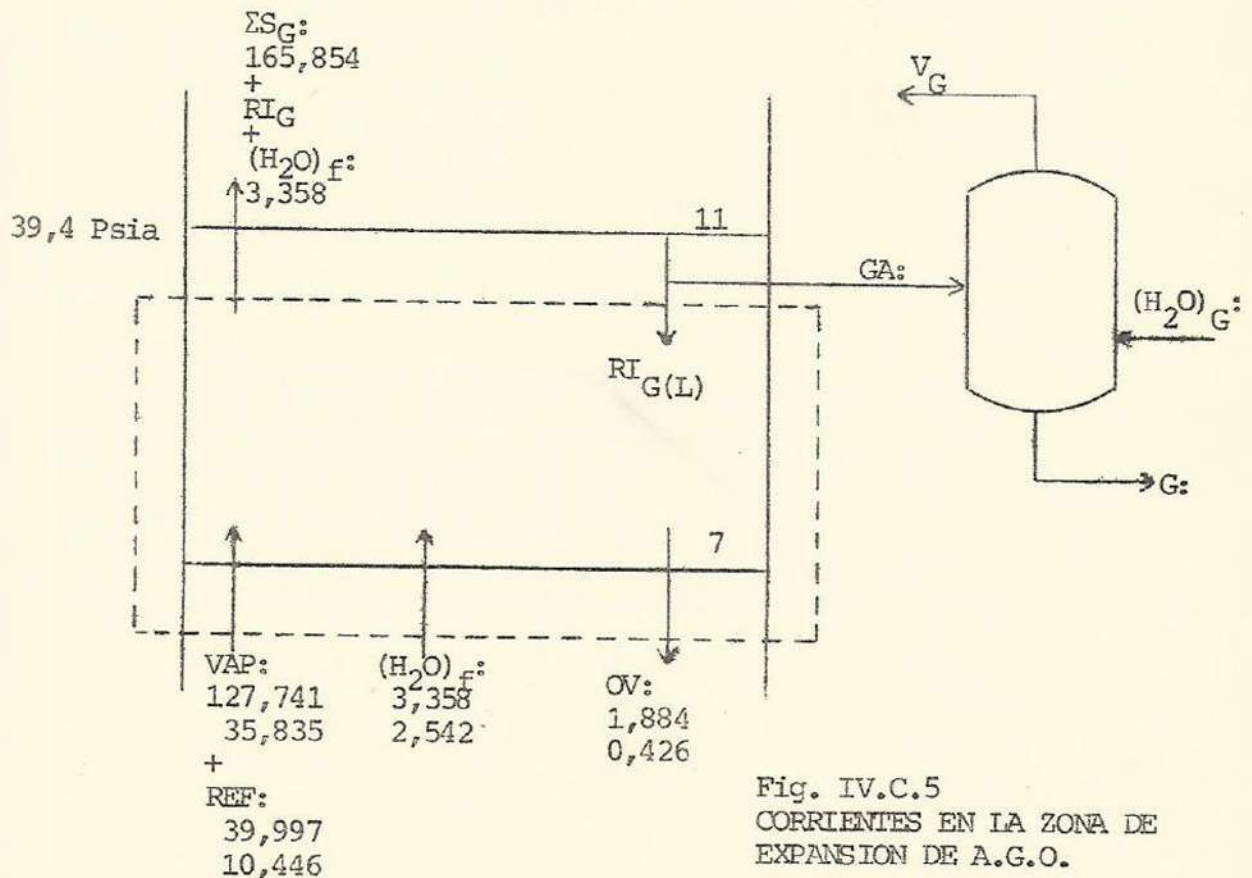
$$H_1 = \frac{47,512}{228,621} \times 10^3 = 207,820 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H = 374,855 \text{ BTU/lb}$$

Del gráfico de entalpía o de las ecuaciones para el cálculo de entalpías (pág. 100,101), se halló que:

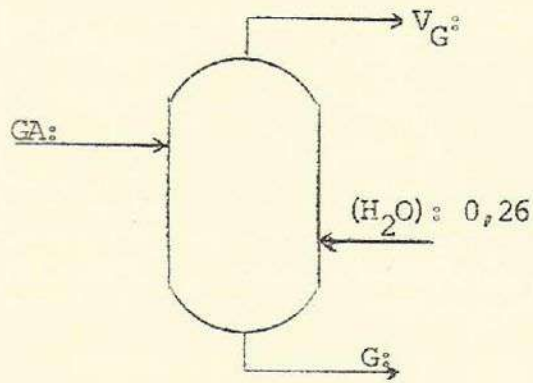
$$T = 658^\circ\text{F}$$

17. Cálculo en la Zona de Expansión de A.G.O.



- Balance de Materia del Despojador de A.G.O.

- Inyección de Vapor



$$\text{lb H}_2\text{O} = \frac{572 \text{ lb/hr}}{428,03 \frac{\text{M}^3}{\text{D}} \times \frac{1\text{D}}{24\text{h}} \times \frac{1 \text{ Galón}}{0,003785 \text{ M}^3}} = 0,121$$

- De la Correlación de Vapor Despojado (Fig. IV.C.2)

$$\% \text{ REV} = 28,11 \times 0,3 = 8,433$$

$$G_A = \frac{428,03 \text{ M}^3/\text{D}}{1 - 0,08433} = 467,45 \text{ M}^3/\text{D}$$

$$V_G = 39,42 \text{ M}^3/\text{D} = 248 \text{ BPD}$$

$$\% V_G = \frac{39,42 \text{ M}^3/\text{D} \times 100}{11.922,75 \text{ M}^3/\text{D}} = 0,33\%$$

- Propiedades de la Cantidad Despojada (Fig. III.B.5)

El rango de V_G se asume que pertenece al corte de Diesel: 51,09 - 50,76 %V

$$\text{Sp.Gr.} = 0,853$$

$$\text{PM} = 3,96$$

$$K_{uop} = 12,18$$

- Balance de Materia del Despojador

	M ³ /D	Sp.Gr.	t/hr	P.M.	Kmol/hr
G _A	467,45	0,853	16,61	335	49,65
V _G	39,42	0,853	1,40	396	3,560
G	428,03	0,853	15,21	330	46,090

- Balance Térmico en la Zona de Expansión de A.G.O.

	t/hr	MM Kcal/hr		t/hr	MM Kcal/hr
VAP	127,741	35,835	ΣS_G	165,854	43,061
REF	39,997	10,446	$Rl_G(V)$	Rl_G	$0,25812 Rl_G$
$Rl_G(L)$	Rl_G	$0,21033 Rl_G$	OV	1,884	0,426
$(H_2O)_f$	3,358	2,542	$(H_2O)_f$	3,358	2,510
	$171,096 + Rl_G$	$48,841 + 0,21033 Rl_G$		$171,096 + Rl_G$	$45,997 + 0,25812 Rl_G$

Hemos supuesto una temperatura para el vapor de $630^\circ F$ y para el líquido de $628^\circ F$. Ahora calcularemos la presión parcial del A.G.O. y con la gráfica de la curva EFV subatmosférica, comprobaremos los valores supuestos

$$48,841 + 0,21033 Rl_G = 45,997 + 0,25812 Rl_G$$

$$0,04779 Rl_G = 2,844$$

$$Rl_G = 59,51 \text{ t/hr}$$

$$Rl_G = 177,643 \text{ Kmol/hr}$$

$$GA = 49,65 \text{ Kmol/hr}$$

$$H_2O = 186,55 \text{ Kmol/hr}$$

$$\text{Incondensables} = \text{INC.} = 814,01 \text{ Kmol/hr}$$

Entonces:

Presión parcial del A.G.O. =

$$PP \text{ A.G.O.} = \frac{(177,643 + 49,65) 39,4 \text{ PSIA}}{814,01 + 186,55 + 49,65 + 177,643}$$

$$PP \text{ A.G.O.} = 7,94 \text{ PSIA}$$

Con esta presión y la figura (III.B.12) se comprueban las temperaturas asumidas, $T_V = 630^\circ F$ y $T_L = 628^\circ F$.

- Balance de Energía del Despojador de A.G.O.

Entrada:

	ESTADO	Sp.Gr.	P(PSIA)	T(°F)	Kcal/Kg	t/hr	MM Kcal/hr
GA	Líquido	0,853	39,4	628	210,33	16,61	3,493
(H ₂ O) _G	Vapor		71,2	625	745,043	0,26	0,193
							3,686

Salida:

	ESTADO	Sp.Gr.	P(PSIA)	T(°F)	Kcal/Kg	t/hr	MM Kcal/hr
G	Líquido	0,853	39,4	T	H ₁	15,21	Q
V _G	Vapor	0,853	39,4	623	255,540	1,40	0,358
(H ₂ O) _G	Vapor		39,4	623	745,602	0,26	0,194
							Q + 0,552

$$Q = 3,134 \text{ MM Kcal/hr}$$

$$H_1 = \frac{3,134 \times 10^3}{15,21} = 206,048 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H = 371,66 \text{ BTU/lb}$$

Del gráfico de entalpías o de las ecuaciones para el cálculo de entalpías, se tiene que:

$$T = 621^\circ\text{F}$$

18. Cálculo en la Zona de Expansión de Diesel

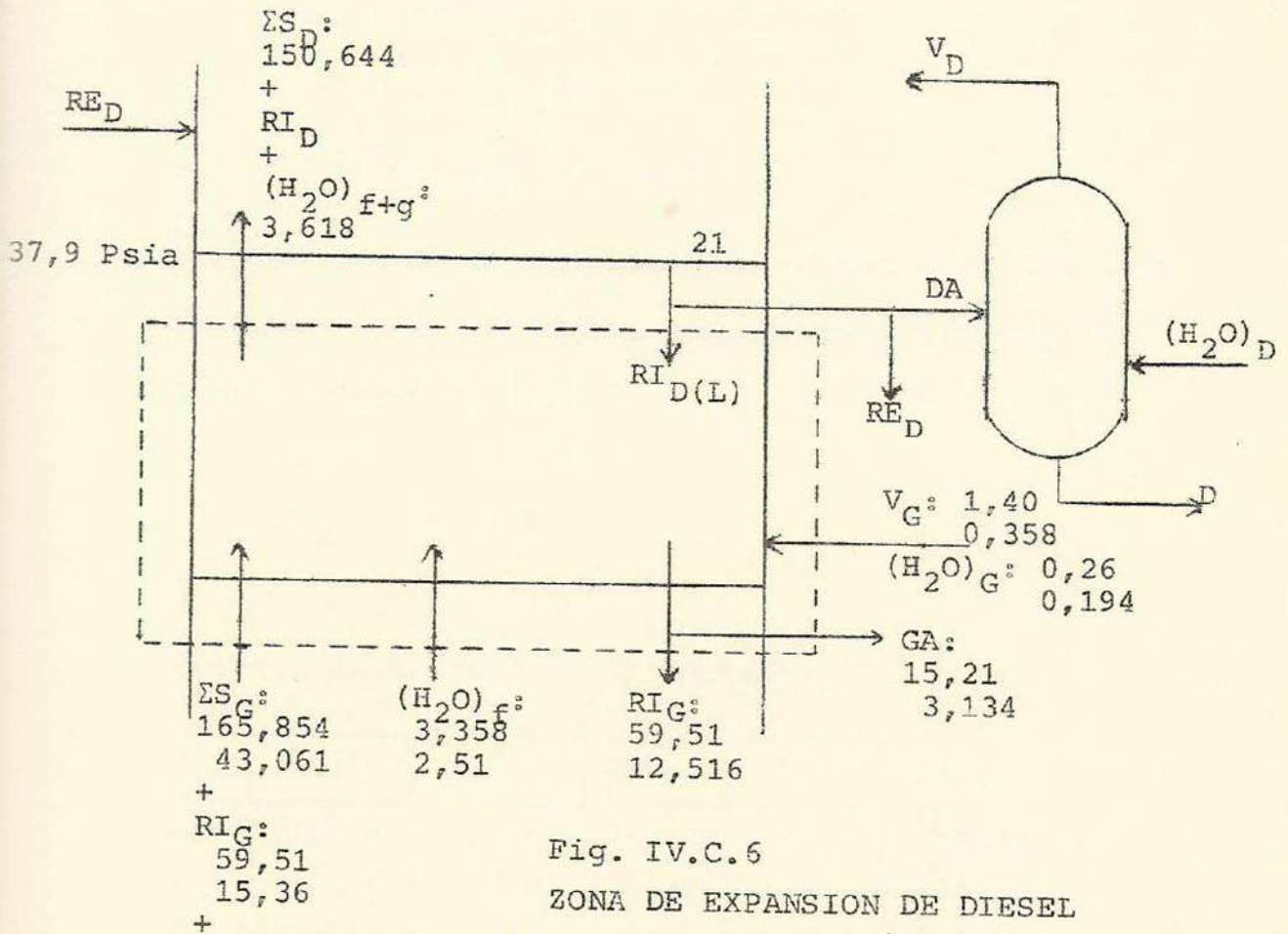
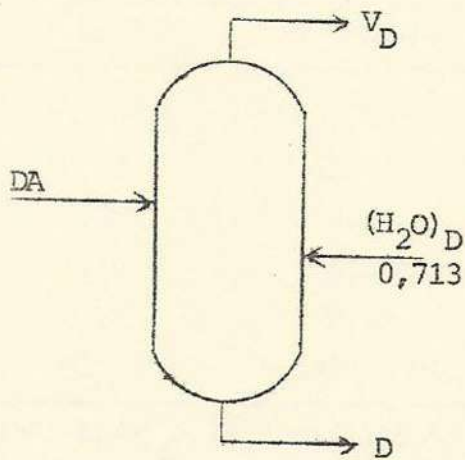


Fig. IV.C.6
ZONA DE EXPANSION DE DIESEL

- Balance de Materia en el Despojador de Diesel



- Inyección de vapor

$$\begin{aligned}
 \text{lb } H_2O &= \frac{1.569 \text{ lb/hr}}{1.960,10 \frac{M^3}{D} \times \frac{1D}{24h} \times \frac{1 \text{ Galón}}{0,003785 M^3}} \\
 &= 0,0727
 \end{aligned}$$

- De la Correlación de Vapor Despojado (Fig. IV.C.2)

$$\% \text{ REV} = 23,4 \times 0,3 = 7,02$$

$$DA = \frac{1.960,1 \text{ M}^3/\text{Día}}{1 - 0,0702} = 2.108,1$$

$$V_D = 148 \text{ M}^3/\text{D} = 931 \text{ BPD}$$

$$\% V_D = \frac{148 \times 100}{11.922,75} = 1,24\%$$

- Propiedades de la Cantidad Despojada: (Fig. III,B.5)

El rango de V_D se asume que pertenece al corte de

turbo: 31,06 - 29,82 %V

$$\text{Sp.Gr.} = 0,813$$

$$\text{PM} = 198$$

$$K_{uop} = 12,06$$

- Balance de Materia del Despojador

	M ³ /D	Sp.Gr.	t/hr	PM	Kmol/hr
DA	2108,1	0,836	73,43	243,2	301,93
V _D	148,0	0,813	5,01	198	25,30
D	1960,1	0,840	68,6	248	276,61

- Balance Térmico en la Zona de Expansión de Diesel

Entrada	t/hr	MM Kcal/hr	Salida	t/hr	MM Kcal/hr
ΣG	165,854	43,061	ΣS_D	150,644	37,717
$G(v)$	59,51	15,36	$R_{L,D}(v)$	$R_{L,D}$	$0,247732 R_{L,D}$
$(H_2O)_f$	3,358	2,51	$(H_2O)_{f+g}$	3,618	2,68
G	1,40	0,358	$R_{L,G}(L)$	59,51	12,516
$(H_2O)_G$	0,26	0,194	GA	16,61	3,493
$R_{L,D}(L)$	$R_{L,D}$	$0,188355 R_{L,D}$			
	$230,382 + R_{L,D}$	$61,423 + 0,188355 R_{L,D}$		$230,382 + R_{L,D}$	$56,406 + 0,247732 R_{L,D}$

Hemos supuesto una temperatura para el vapor de 605°F y para el líquido de 575°F. Ahora calcularemos la

presión parcial de Diesel y con la figura (III.B.11), se comprobará los valores asumidos.

$$61,483 + 0,188355 Rl_D = 56,406 + 0,247732 Rl_D$$

$$0,059377 Rl_D = 5,077$$

$$Rl_D = 85,504 \text{ t/hr}$$

$$Rl_D = 351,58 \text{ Kmol/hr}$$

$$DA = 301,93 \text{ Kmol/hr}$$

$$(H_2O) = 201,0 \text{ Kmol/hr}$$

$$INC. = 537,4 \text{ Kmol/hr}$$

$$PPD = \frac{(351,58 + 301,93) 37,9}{351,58 + 301,93 + 201 + 537,4} = 17,794 \text{ PSIA}$$

Con este valor y la gráfica EFV del Diesel se comprueba la temperatura.

- Balance de Energía del Despojador de Diesel

Entrada:

	ESTADO	Sp.Gr.	P (PSIA)	T (°F)	Kcal/Kg	t/hr	MM Kcal/hr
DA	Líquido	0,836	37,9	575	188,355	73,43	13,831
(H ₂ O) _D	Vapor		71,2	625	745,023	0,713	0,531
							14,362

Salida:

	ESTADO	Sp.Gr.	P (PSIA)	T (°F)	Kcal/Kg	t/hr	MM Kcal/hr
D	Líquido	0,840	37,9	T	H ₁	68,6	Q
V _D	Vapor	0,813	37,9	570	238,244	5,01	1,193
(H ₂ O) _D	Vapor		37,9	570	731,348	0,713	0,521
							Q + 1,714

$$Q = 12,648 \text{ MM Kcal/hr}$$

$$H_1 = \frac{12,648 \times 10^6}{68,6} = 184,373 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$H = 332,563 \text{ BTU/lb}$$

Del gráfico de Entalpía

$$T = 566^\circ\text{F}$$

19. Cálculo en la zona de Expansión de Turbo

- Cálculo del Reflujo de Diesel

$$Q = RE_D (H_1 - H_2)$$

$$H_1 \text{ a } 576^\circ\text{F} = 188,355 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_2 \text{ a } 460^\circ\text{F} = 142,393 \text{ Kcal/Kg}$$

Por lo tanto:

$$RE_D = 210,935 \text{ t/hr} = 867,33 \text{ Kmol/hr}$$

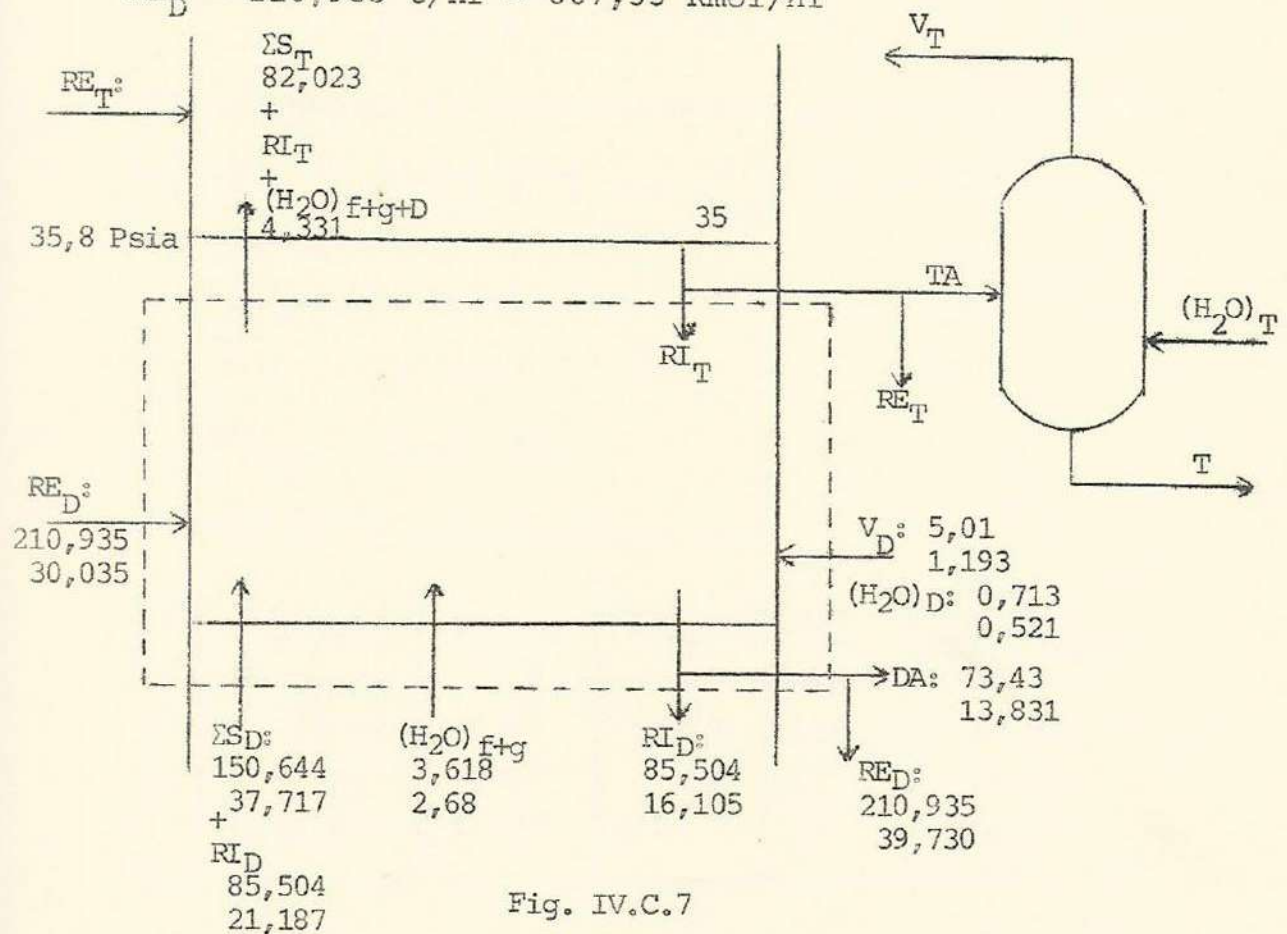
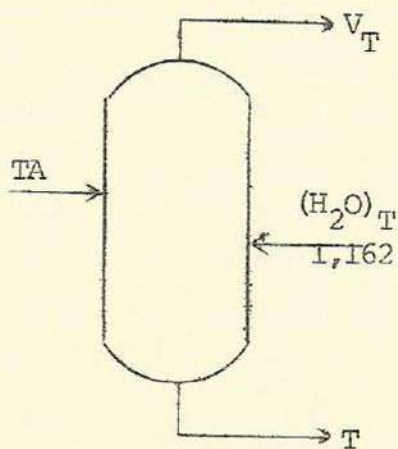


Fig. IV.C.7

ZONA DE EXPANSION DEL TURBO

- Balance de Materia del Despojador de Turbo



- Inyección de Vapor

$$\text{lb H}_2\text{O} = \frac{2.557 \text{ lb/hr}}{1.442,65 \frac{\text{M}^3}{\text{D}} \times \frac{1\text{D}}{24\text{h}} \times \frac{1 \text{ Galón}}{0.003785 \text{ M}^3}} = 0,161$$

- De la correlación de Vapor Despojado (Fig. IV.C.2)

$$\% \text{ REV} = 30,8 \times 0,3 = 9,24$$

$$\text{TA} = \frac{1.442,65}{1 - 0,0924} = 1.589,52$$

$$\text{V}_T = 146,87 \text{ M}^3/\text{D} = 924 \text{ BPD}$$

$$\% \text{V}_T = \frac{146,87 \text{ M}^3/\text{D} \times 100}{11.922,75 \text{ M}^3/\text{D}} = 1,23\%$$

- Propiedades de la Cantidad Despojada (Fig. III.B.5)

El rango de V_T se asume que pertenece al corte de gasolina: 18,96 - 17,73 %V

$$\text{Sp.Gr.} = 0,766$$

$$\text{PM} = 143,0$$

$$\text{K}_{uop} = 12,17$$

- Balance de Materia del Despojador

	M^3/D	Sp.Gr.	t/hr	PM	Kmol/hr
TA	1.589,52	0,793	52,52	168,2	312,27
V_T	146,87	0,766	4,69	143	32,80
T	1,442,65	0,795	47,79	171	279,47

- Balance Térmico en la zona de Expansión de Turbo

Entrada		Salida			
	t/hr	MM Kcal/hr		t/hr	MM Kcal/hr
	150,644	37,717	ΣS_T	82,044	16,743
(v)	85,504	21,187	$RL_T(v)$	RL_T	$0,203448 RL_T$
$(H_2O)_{f+g}$	3,618	2,68	$(H_2O)_{f+g+d}$	4,331	3,04
	5,01	1,193	$RL_{D(L)}$	85,504	16,105
(D)	0,713	0,521	DA	73,43	13,831
(L)	RL_T	$0,137946 RL_T$	RE_D	210,935	39,730
	210,935	30,035			
	$456,424 + RL_T$	$0,137946 RL_T + 93.333$		$456,244 + RL_T$	$0,203448 RL_T + 89,449$

Hemos supuesto una temperatura para el valor de 460°F y para el líquido 437°F. Se calculará la presión parcial del turbo y con la figura III.B.10, se comprobará los valores asumidos

$$93,333 + 0,137946 RL_T = 89,449 + 0,203448 RL_T$$

$$0,065502 RL_T = 3,884$$

$$RL_T = 59,2958 \text{ t/hr}$$

$$RL_T = 352,532 \text{ Kmole/hr}$$

$$TA = 312,27 \text{ Kmole/hr}$$

$$(H_2O)_{f+g+d} = 240,611 \text{ Kmole/hr}$$

$$INC = 257,93 \text{ Kmole/hr}$$

$$PPT = \frac{(352,532 + 312,27) 35,8}{352,532 + 312,27 + 240,611 + 257,93} = 20,458 \text{ PSIA}$$

Con este valor y la gráfica EFV del Turbo se comprueba los valores asumidos.

- Balance de Energía en el Despojador de Turbo

Entrada:

	ESTADO	Sp.Gr.	P (PSIA)	T (°F)	Kcal/hr	t/hr	MM Kcal/hr
TA	Líquido	0,793	35,8	437	137,946	52,52	7,245
(H ₂ O) _T	Vapor		71,2	625	745,023	1,162	0,865
							8,11

Salida:

	ESTADO	Sp.Gr.	P (PSIA)	T (°F)	Kcal/Kg	t/hr	MM Kcal/hr
T	Líquido	0,795	35,8	T	H ₁	47,79	Q
V _T	Vapor	0,766	35,8	432	139,30	4,69	0,653
(H ₂ O) _T	Vapor		35,8	432	694,378	1,162	0,807
							Q + 1,46

$$Q = 6,65 \text{ MM Kcal/hr}$$

$$H_1 = \frac{6,65 \times 10^6}{47,79} = 139,15 \text{ K cal/Kg}$$

$$H = 251,0 \text{ BTU/lb}$$

Del gráfico de Entalpía

$$T = 435^\circ\text{F}$$

20. Cálculo en la Zona de Tope

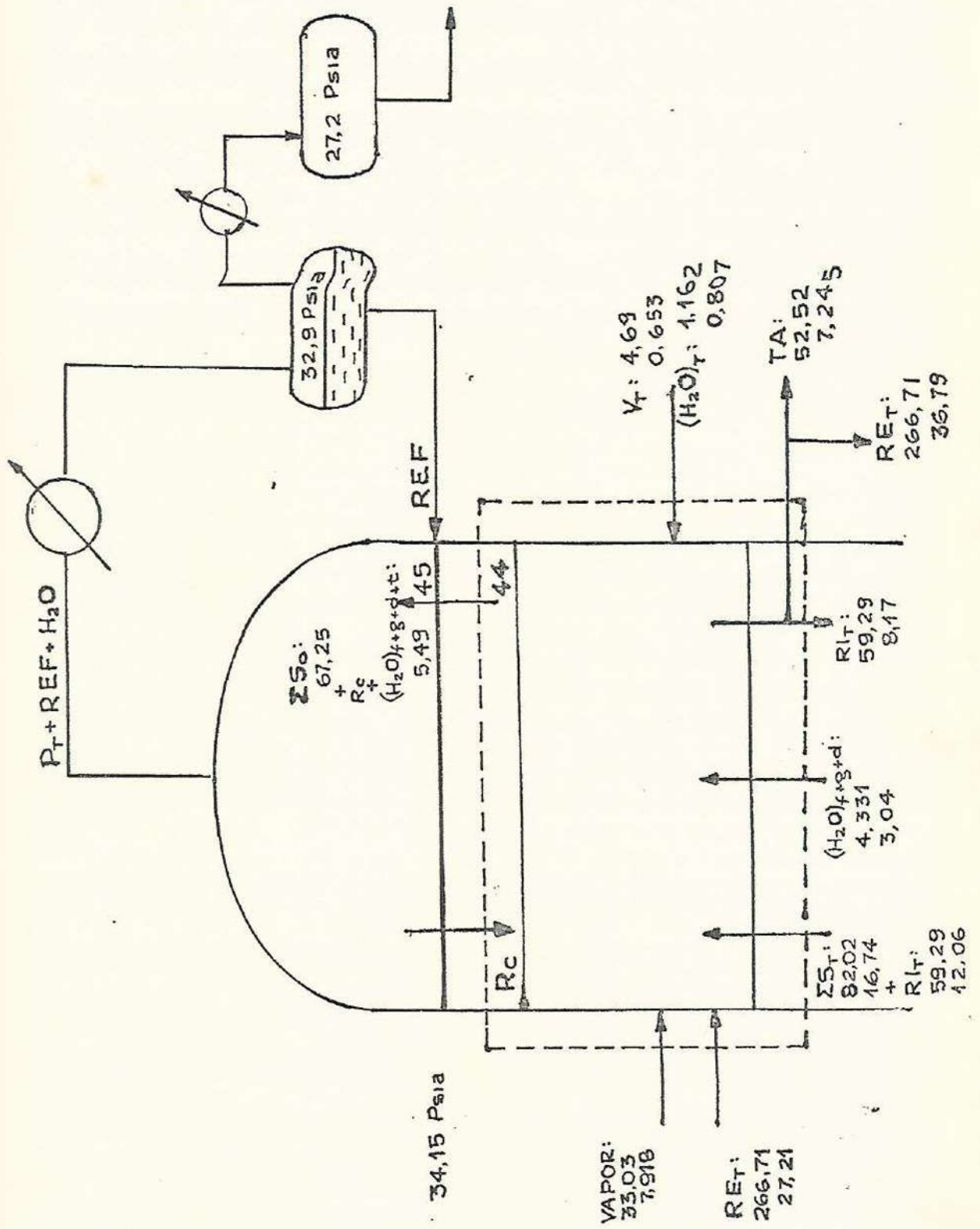


fig. IVC. 8 ZONA DE TOPE

- Cálculo del Reflujo de Turbo:

$$Q = W (H_1 - H_2)$$

$$H_1 \text{ a } 437^\circ\text{F} = 137,946 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_2 \text{ a } 340^\circ\text{F} = 102,025 \text{ Kcal/Kg.}; \text{ Por lo tanto:}$$

$$RE_T = 266,71 \text{ t/hr} = 1.585,67 \text{ Kmol/hr}$$

- Balance Térmico en la Zona de Tope:

Temperatura de Tope asumida: 302°F (T_V); 260 (T_L)

Temperatura del reflujo externo frío (REF) asumida : 255°F

	t/hr	MM Kcal/hr		t/hr	MM Kcal/hr
ΣS_T	82,023	16,743	ΣS_O	67,25	11,450
$RL_{T(v)}$	59,296	12,063	$R_C(v)$	R_C	$0,166554 R_C$
$(H_2O)_{f+g+d}$	4,331	3,04	(H_2O)	5,493	3,621
V_T	4,69	0,653	$RL_{T(L)}$	59,296	8,179
$(H_2O)_T$	1,162	0,807	TA	52,52	7,245
$R_C(t)$	R_C	$0,079335 R_C$	RE_T	266,71	36,791
RE_T	266,71	27,211			
Vapor	33,03	7,918			
	451,242	$68,435 + 0,079335 R_C$		451,269	$67,286 + 0,116554 R_C$

$$68,435 + 0,079335 R_C = 67,286 + 0,116554 R_C$$

$$0,037219 R_C = 1,149$$

$$R_C = 30,871 \text{ t/hr}$$

$$R_C = 278,12 \text{ Kmol/hr}$$

Vapor que atraviesa el 2° Plato:

$$\Sigma S_O + R_C = 67,25 + 30,871 = 98,121 \text{ t/hr}$$

El REF entra a 255°F , líquido, con una entalpía de $78,63 \text{ Kcal/Kg.}$, saliendo vapor a 302°F con una ental

pía de 166,554 Kcal/Kg, por lo tanto se tiene 30,871 t/hr (166,554 - 79,335) Kcal/Kg = REF (166,554 - 78,63).

$$\text{REF} = 30,623 \text{ t/hr} = 275,887 \text{ Kmol/hr}$$

Vapor en la línea de cabeza:

$$\Sigma S_O + \text{REF} = 275,887 + 609,23 = 885,117 \text{ Kmol/hr}$$

$$\text{INC.} = \text{H}_2\text{O} = 305,166 \text{ Kmol/hr}$$

Entonces:

$$\text{PP} = \frac{885,117 \times 34,15}{885,117 + 305,166} = 25,4 \text{ PSIA}$$

Con este valor y la Fig. (III.B.9) se verifica la temperatura de tope asumida.

21. Balance de Materia considerando el Crudo Despuntado

	% VOL	BPD	M ³ /D	Sp.Gr.	t/hr	PM	Kmol/hr
Gasolina	9,95	6.720	1.068,28	0,7691	34,233		257,93
Turbo	13,44	9.075	1.442,65	0,795	47,790	171	279,47
Diesel	18,26	12.330	1.960,10	0,84	68,60	248	276,61
Gasoil	4,0	2.692,5	428,03	0,853	15,21	330	46,09
Vap. Asc (ΣS_G)	45,65	30.679,5	4.899,13	0,8124	165,835	192,81	860,1
C.R.	54,34	36.679,5	5.831,0	0,941	228,621	465	491,70
TOTAL	99,99	67.497	10.730,05		394,45		1.351,80
Crudo Despun.	100,00	67.500	10.730,475	0,8823	394,48	291,8	1.351,72

22. Ecuaciones usadas para el Cálculo de las Entalpías

Vapor:

$$H_V = 64,25 + \frac{70,75}{\text{Sp.Gr.}} + (4 - \text{Sp.Gr.}) (0,12 K_{uop} - 0,41) (670 + \frac{T}{2}) \frac{T}{6.450}$$

Líquidos:

$$H_L = (0,35 + 0,055 K_{uop}) (0,6811 - 0,3085 SpGr + (0,0004075 - 0,000153) T) T$$

donde:

SpGr = Gravedad específica a 60/60°F

T = Temperatura en °F

K_{uop} = Factor de caracterización.

DIMENSIONES DE LOS PLATOS DE EXTRACCION
(mm.)

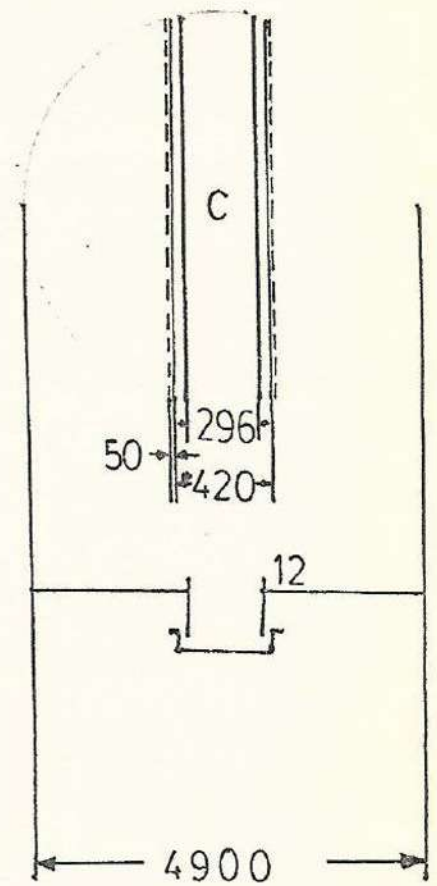
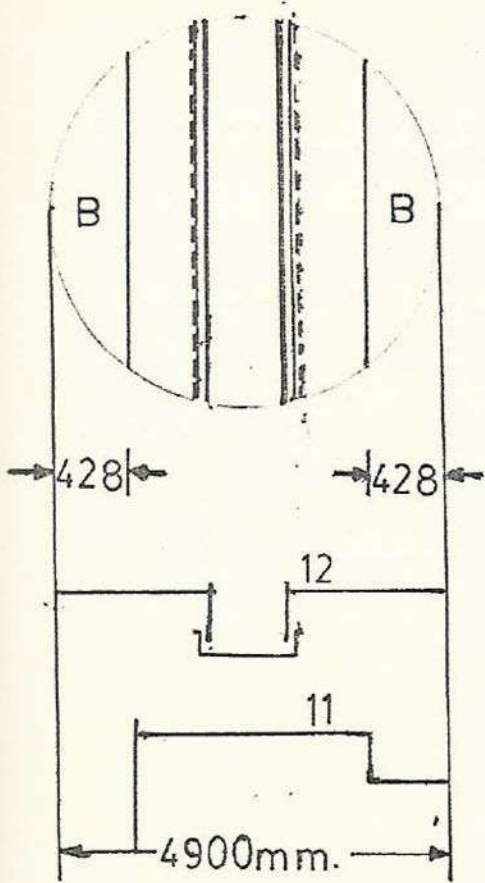


fig. IVC.9

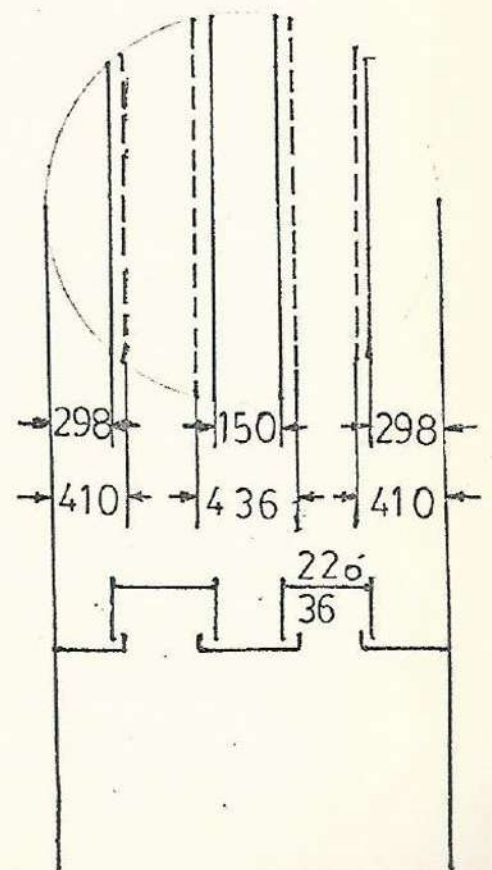
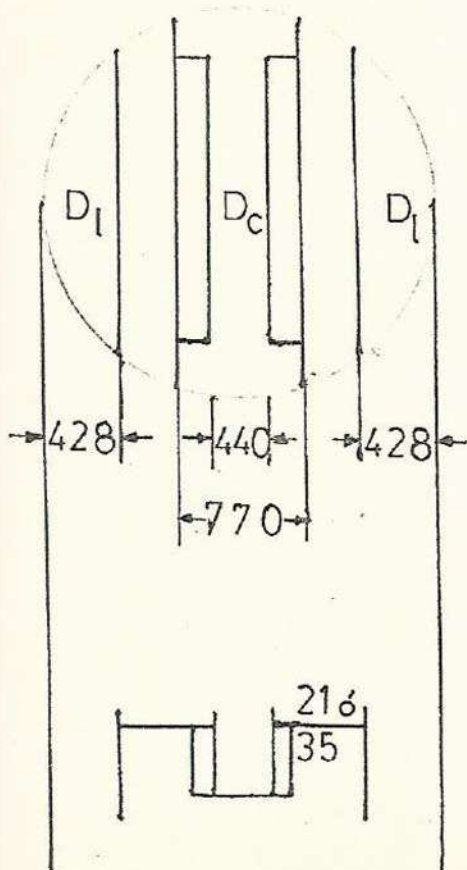


fig. IVC.10

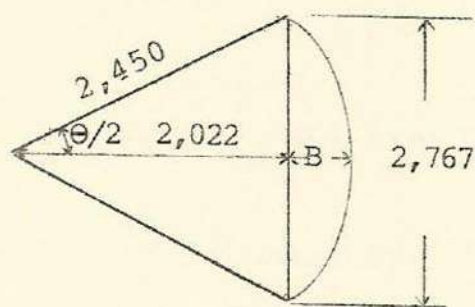
IV.3 CALCULO DE LA INUNDACION EN LAS ZONAS DE EXTRACCION DE LOS PRODUCTOS

1. Zona de Extracción de A.G.O.

a. Cálculo del Area Disponible al paso de Vapor o Area Efectiva (A_E).

- Cálculo del área de las Bajantes (B) del Plato 11:

Con ayuda de la figura adyacente y la Fig. (IV.C.9) se tiene:



$$\cos \left(\frac{\theta}{2} \right) = \frac{2.022}{2.450} = 0,8253$$

$$\left(\frac{\theta}{2} \right) = 34,38$$

$$\theta = 68,761^\circ$$

Pero:

$$\pi r^2 \text{ ----- } 360^\circ$$

$$A_{\text{sector}} \text{ -- } 68,761^\circ$$

Bajante lateral del Plato 11

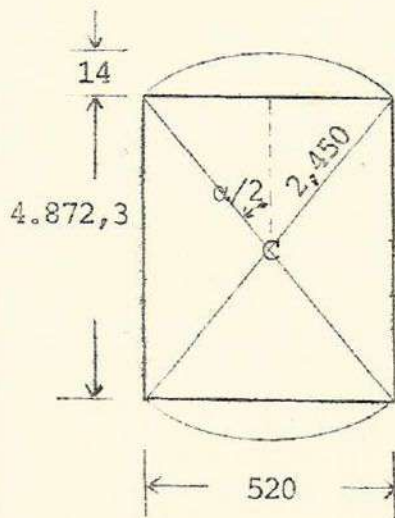
$$A_{\text{sector}} = \frac{\pi (2,45)^2 \times 68,761^\circ}{360^\circ} = 3,6018 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{triángulo}} = \frac{2,767 \times 2,022}{2} = 2,797 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Area del Bajante} = B &= A_{\text{sector}} - A_{\text{triángulo}} = \\ &= 0,8048 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Cálculo del área de la Bajante (C) del Plato 12:

De la figura adyacente y la figura (IV.C.9)



Bajante central del Plato
to 12

se tiene:

$$\left(\frac{\alpha}{2}\right) = \text{arc. cos} \left(\frac{2.436}{2.450}\right) = 6,128$$

$$\alpha = 12,2562^\circ$$

Luego:

$$A_{\text{sector}} = \frac{\pi(2,45)^2 \times 12,2562^\circ}{360^\circ} = 0,642 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{triángulo}} = \frac{4.872,3 \times 260}{2} = 0,6334 \text{ m}^2$$

$$\text{Area del Bajante} = C = 2A_{\text{sector}} + 2A_{\text{triángulo}}$$

$$\text{Area del Bajante} = C = 2,5508 \text{ m}^2$$

$$\text{Area total de Bajantes} = A_M = 2B + C$$

$$A_M = 1,6096 + 2,5508$$

$$A_M = 4,1604$$

- Cálculo del Area Efectiva

$$A_E = A_{\text{total plato}} - A_{MU} = (0,7854(4,9)^2) - (4,1604) = 14,697 \text{ m}^2$$

$$A_E = 14,697 \text{ m}^2 = 158,116 \text{ pie}^2$$

b. Cálculo de la Longitud del Vertedero (L_V)

$$L_V = 2,767 \text{ m} = 9,0757 \text{ pie}$$

2. Zonas de Extracción de Diesel y Turbo

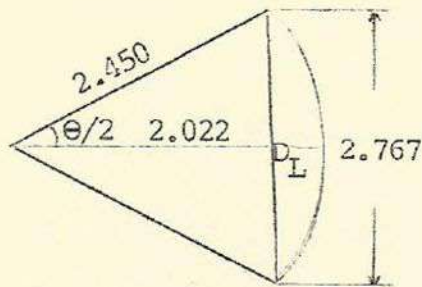
a. Cálculo del Area disponible al Paso de Vapor o Area Efectiva (A_E)

- Cálculo del Area de las Bajantes (D) de los platos

21 ó 35:

Con ayuda de la figura adyacente y la figura (IV.

C.10)



Bajante lateral del Plato
21 ó 35

$$\cos \left(\frac{\theta}{2} \right) = \frac{2.022}{2.450} = 0,8253$$

$$\left(\frac{\theta}{2} \right) = 34,38^\circ$$

$$\theta = 68,761$$

Luego:

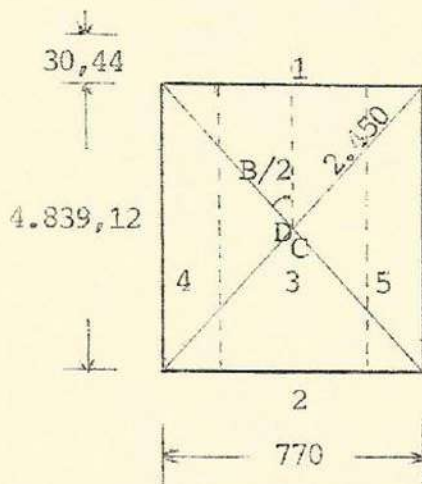
$$A_{\text{sector}} = 3,6018 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{triángulo}} = 2,797 \text{ m}^2$$

$$\text{Area del Bajante} = D_L = 0,8084 \text{ m}^2$$

- Cálculo del Area de la Bajante (E) de los Platos
21 ó 35:

De la figura adyacente y de la figura (IV.C.10) se
tiene que:



Bajante central del plato 21 ó 35

$$\beta = 18,08^\circ$$

Entonces:

$$A_{\text{sector}} = 0,947 \text{ m}^2$$

$$A_{\text{triángulo}} = 0,9315 \text{ m}^2$$

Luego:

$$\text{Area del Bajante} = D_C = 3,757 \text{ m}^2$$

$$\text{Area total de Bajantes} = A_M = 2D_L + D_C$$

$$A_M = 5,364 \text{ m}^2$$

- Cálculo del Area Efectiva (A_E)

$$A_E = 13,487 \text{ m}^2 = 145,4 \text{ pie}^2$$

- Cálculo del Area Intermedia para efectos de la estimación de la Velocidad en las Bajantes:

$$A_1 + A_2 = 0,031 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 0,44 \times 4,8391 = 2,1292 \text{ m}^2$$

$$A_i = A_1 + A_2 + A_3 = 2,1602 \text{ m}^2 = 23,24 \text{ pie}^2$$

Luego:

$$A_{\text{Total}} = A_i + 2D_L = 17,316 + 23,24$$

$$A_{\text{Total}} = 40,634 \text{ pie}^2$$

b. Cálculo de la Longitud de Vertedero (L_V)

$$L_V = 18,1515 \text{ pie}$$

3. Cálculo de las Inundaciones

Estos cálculos se realizarán considerando tanto el crudo mezcla como el crudo HCT-BELCO, desde 65 MBPD hasta 80 MBPD, en las diferentes zonas de extracción de la columna, cuyos datos se muestran en el Apéndice A. La ecuación a usarse es la siguiente:

$$\%F = \left(\frac{\rho_V}{\rho_L - \rho_V} \right)^{0,5} \frac{\text{PCS}}{A_E} (1,8106268 \times 10^2) + \frac{\text{GPM}}{L_{L_V}} (3,7853847 \times 10^{-1})$$

donde:

ρ_V : Densidad de la carga de vapor en la zona, lb/pie³

ρ_L : Densidad de la carga líquida en la zona, lb/pie³

PCS : Pies cúbicos por segundo de vapor en la zona

GPM : Galones por minuto de líquido en la zona

A_E : Area efectiva, pie²

L_{L_V} : Longitud lineal total de vertedero, en pie

a. 75000 BPD - Crudo Mezcla: Zona de A.G.O. Platos 11, 12

$$\%F = \left(\frac{0,594}{38,42 - 0,594} \right)^{0,5} \frac{288}{158,116} (1,8106268 \times 10^2) + \frac{672}{9,075} (3,7853847 \times 10^{-1})$$

$$\%F = 69,32$$

b. 75000 BPD - Crudo Mezcla: Zona de Diesel, Platos 21, 22

$$\%F = \left(\frac{0,536}{37,97-0,536} \right)^{0,5} \frac{326}{145,062} (1,8106268 \times 10^2) + \frac{1244}{18,151} (3,7853847 \times 10^{-1})$$

$$\%F = 74,63$$

c. 75000 BPD - Crudo Mezcla: Zona de Turbo, Platos 35, 36

$$\%F = \left(\frac{0,469}{38,54-0,469} \right)^{0,5} \frac{285}{145,062} (1,8106268 \times 10^2) + \frac{1082}{18,151} (3,7853847 \times 10^{-1})$$

$$\%F = 62,04$$

d. 75000 BPD - Crudo HCT BELCO: Zona de A.G.O.

$$\%F = \left(\frac{0,559}{38,35-0,559} \right)^{0,5} \frac{392}{158,115} (1,8106268 \times 10^2) + \frac{841}{9,0757} (3,7853847 \times 10^{-1})$$

$$\%F = 89,67$$

4. Tabla de Resultados de las Inundaciones en la Fraccionadora, °F

	CRUDO MEZCLA 90% SELVA + 10% HCT	CRUDO HCT 100%
API MBPD	30,4	35,8
ZONA DE EXTRACCION DE A.G.O.		
65	60,12	77,76
70	64,72	
73	67,56	87,32
75	69,32	89,67
80	73,88	95,77
ZONA DE EXTRACCION DE DIESEL		
65	64,75	85,10
70	69,02	
73	72,75	95,71
75	74,63	98,25
80	79,64	104,80
ZONA DE EXTRACCION DE TURBO		
65	53,77	82,85
70	57,52	
73	60,47	92,94
75	62,04	95,53
80	66,17	101,92

5. Velocidad de Flujo en las Bajantes de los Platos de Extracción

a. 75000 BPD - Crudo Mezcla: Zona de A.G.O., Plato 11

$$Q = \frac{\text{Reflujo Interno, GPM}}{\text{Area del Bajante, Pie}^2}$$

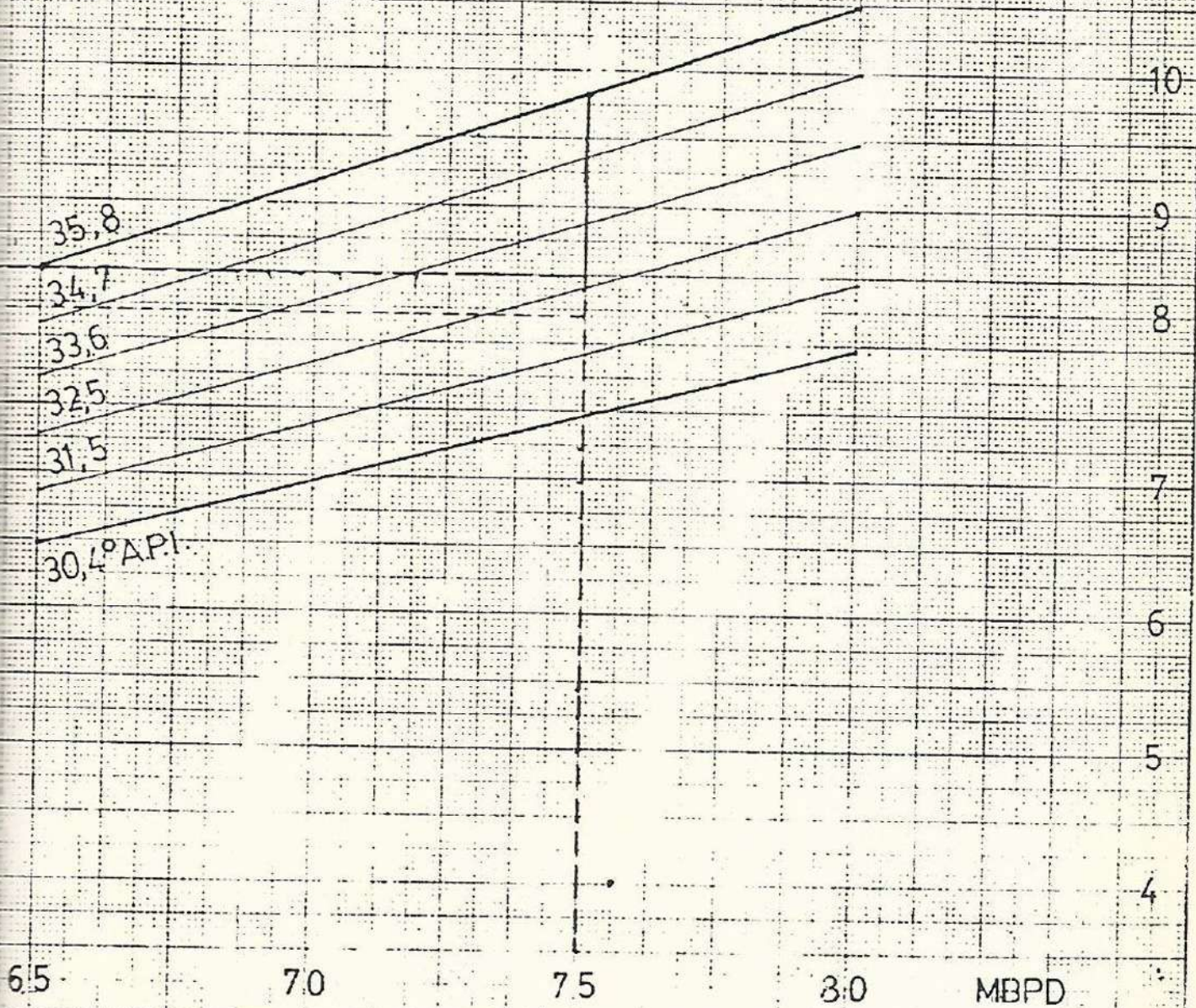
$$Q = \frac{553}{8,658} = 63,87 \text{ GPM/pie}^2$$

GRAFICA DEL
CALCULO DE LAS INUNDACIONES
EN LA ZONA DE DIESEL

$\%F_{max} = 82 - 85$

fig. IV.C.10

F



b. 75000 BPD - Crudo Mezcla: Zona de Diesel, Plato 21

$$Q = \frac{713}{17,316} = 41,17 \text{ GPM/pie}^2$$

c. 75000 BPD - Crudo Mezcla: Zona de Turbo, Plato 35

$$Q = \frac{709.0}{17,316} = 40,94 \text{ GPM/pie}^2$$

6. Tabla General del Cálculo de Velocidades de Flujo (GPM/pie²)

	CRUDO MEZCLA	CRUDO HCT-BELCO
MBPD	ZONA DE EXTRACCION DE A.G.O.	
65	55,32	71,49
70	59,59	77,04
73	62,14	80,27
75	63,87	82,46
80	68,14	88,01
	ZONA DE EXTRACCION DE DIESEL	
65	35,69	47,41
70	38,52	51,11
73	40,07	53,30
75	41,17	54,74
80	43,89	58,38
	ZONA DE EXTRACCION DE TURBO	
65	35,46	64,22
70	37,94	69,18
73	39,84	72,18
75	40,94	74,09
80	43,66	79,00

IV.4 DIMENSIONES DE LA TORRE PRE-FLASH

1. Tipo de carga para el cálculo: Crudo Mezcla
2. Vapor, %vol 10,0
3. Temperatura en la zona de vaporización, °F 485°F
4. Presión en la Zona de vaporización, PSIA 60,0

La presión se ha calculado usando el Diagrama de Fase del Crudo Mezcla, a la temperatura y vaporizado especificados, usando la Fig. III.B.7.

5. Balance de Materia en la Torre Pre-flash

	%V	BPD	M ³ /D	Sp.Gr.	St/hr	PM	t/hr
Crudo Despuntado	90,0	67,500	10.730,47	0,8823	394,18	291,8	1.351,72
Vapor Preflash	10,0	7,500	1.192,28	0,665	33,03	94,0	351,38
TOTAL	100,0	75,000	11.922,75		427,51		1.703,10
Crudo	100,0	75,000	11.922,75	0,861	427,22	251,0	1.704,06

6. Cálculo de la Densidad de los Vapores, CFS y Densidad del Líquido

$$a. \rho_{\text{vapor}} = \frac{PM \times P}{R_u \times T} = \frac{94 \text{ lb/mol lb} \times 60 \text{ PSIA}}{10,73 \frac{\text{PSIA} \times \text{pie}^3}{\text{mol} \cdot \text{lb}} \times 945,0^\circ\text{R}}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 0,5585 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$b. \text{CFS} = \frac{\text{lb de vapor/hr}}{3600 \frac{\text{seg}}{\text{hr}} \times \rho_{\text{vapor}} \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} = \frac{7.266 \text{ lb/hr}}{3.600 \frac{\text{seg}}{\text{hr}} \times 0,5585 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}$$

$$\text{CFS} = 36,14 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$c. \rho_{\text{líquido}} = 54,95 \text{ lb/pie}^3$$

7. Velocidad de Partícula

$$V_P = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Donde: k = Factor de correlación = $0,3281 \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$ (con malla)

Entonces

$$V_P = 0,3281 \sqrt{\frac{54,95 - 0,5585}{0,5585}}$$

$$V_P = 3,2378 \text{ pie/seg}$$

8. Diámetro Superior

$$\text{Area requerida} = \frac{\text{CFS}}{V_P} = \frac{36,14 \text{ pie}^3/\text{seg}}{3,2378 \text{ pie/seg}}$$

$$A_{\text{req}} = 11,162 \text{ pie}^2$$

$$\text{Diámetro} = D = \sqrt{\frac{11,162}{0,7854}}$$

$$D = 3,77 \text{ pie}$$

9. Cálculo del Diámetro de la Zona Inferior

Asumiremos una relación de Altura Total (L) a Diámetro Inferior (D_{INF}) igual a 2,206. Asimismo, el tiempo de residencia del Crudo Despuntado será asumido igual a 12 minutos.

La velocidad del líquido será:

$$v = 67.500 \text{ BPD} \times \frac{1 \text{ D}}{1.440 \text{ min}} \times \frac{42 \text{ Gal}}{1 \text{ BBL}} \times \frac{0,13368 \text{ pie}^3}{1 \text{ Gal.}}$$

$$v = 263,1825 \text{ pie}^3/\text{min}$$

Luego el volumen, (V), de Nivel de Líquido

$$V = 263,1825 \text{ pie}^3/\text{min} \times 12 \text{ min}$$

$$V = 3158,19 \text{ pie}^3$$

pero:

$$V = 0,7854 D_{\text{inf}}^2 H$$

Donde: H = es la altura del nivel de líquido

Asumiendo que la altura del nivel del líquido (H)

al diámetro inferior (D_{inf}) es igual a 1,50

$$V = 0,7854 \times D_{\text{inf}}^2 \times (1,50 D_{\text{inf}})$$

$$V = 1,1781 D_{\text{inf}}^3$$

$$D_{\text{inf}} = \sqrt[3]{\frac{3.158,19}{1,1781}} = \sqrt[3]{2.680,748} \text{ pie}$$

$$D_{\text{inf.}} = 13,891 \text{ pie}$$

$$D_{\text{inf.}} = 4,235 \text{ m.}$$

La altura total será:

$$L = 2,206 D_{\text{inf.}} = 2,206 \times 13,891$$

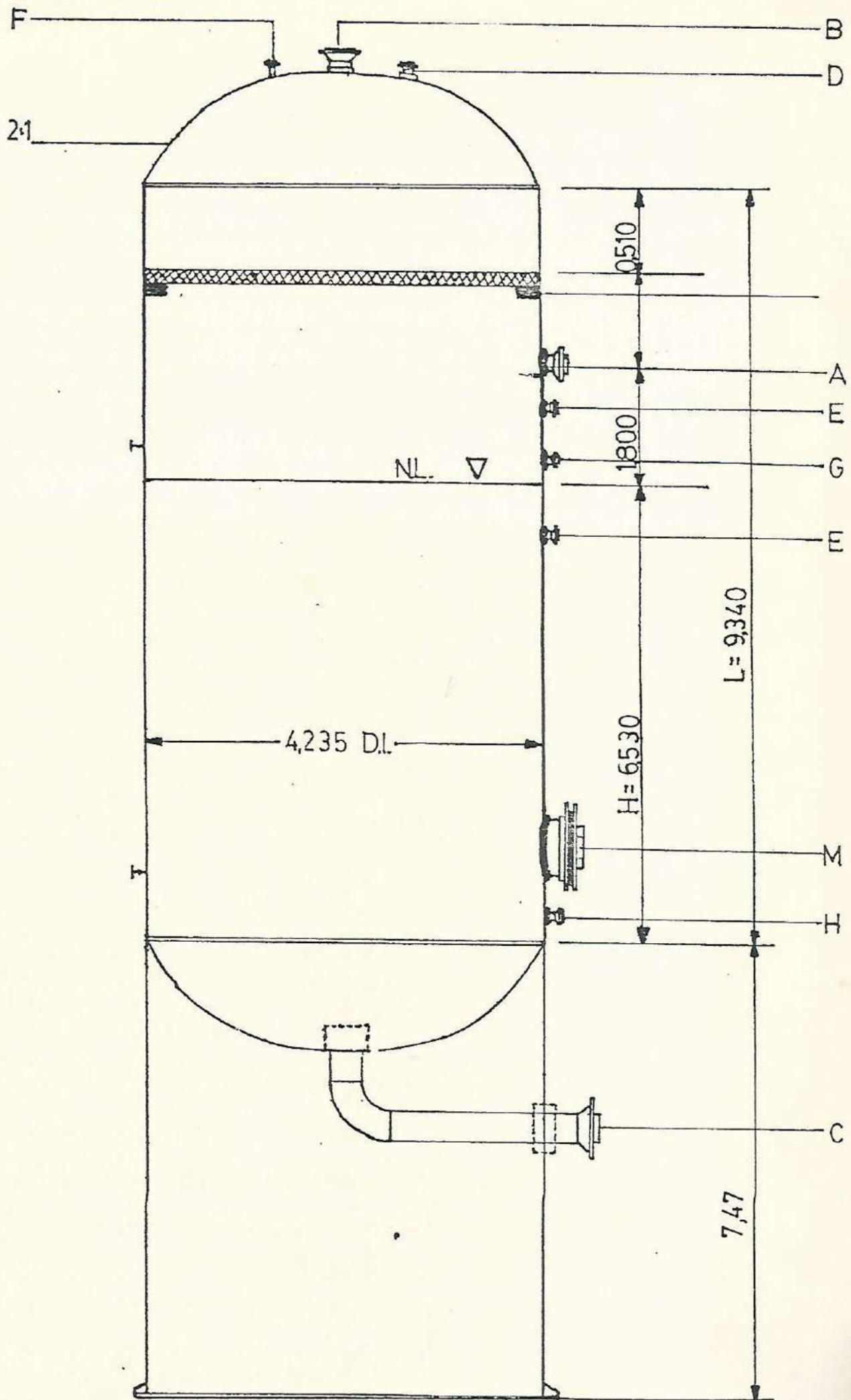
$$L = 30,643 \text{ pie}$$

$$L = 9,34 \text{ mt}$$

La forma del tope y el fondo serán elípticas en relación de 2:1.

Además el diámetro del equipo será considerado uniforme.

Las otras características se mostrarán en la Fig.



C.11
 EFLASH

(IV.C.11) y la Tabla (IV.4.10).

10. Especificaciones de la Torre Pre flash

SERVICIO: FLASH DRUM Y SEPARADOR	Nº	DIAMETRO	MARCA
Diámetro (DI); mt		4,235	DI
Altura (L); mt		9,340	L
Presión de operación; en PSIG		44,3	
Temperatura de operación; en °F		485,0	
Heads: Elípticas, 2:1			
Soportes de acero al carbono, pulg	2	2,0	S
Entrada, en pulg	1	10,0	A
Salida del Vapor, en pulg.	1	6,0	B
Salida del Líquido, en pulg.	1	10,0	C
Válvula de seguridad, pulg.	1	4,0	D
Control de nivel, pulg.	2	4"	E
Presión de tope	1	1"	F
Manómetro, pulg.	4	3/4"	
Manhole	1		M
Alarma de nivel alto	1	2"	G
Alarma de nivel bajo	1	2"	H

IV.5 CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LOS INTERCAMBIADORES

Se realizó el cálculo de la caída de presión en cada uno de los intercambiadores de calor mediante el uso de un programa de computadora, con el cual fue posible realizar pruebas para diferentes flujos de carga de crudo mezcla a la Unidad Primaria II desde 65 hasta 80 MBPD. Los datos que se obtuvieron demuestran

que la máxima carga admisible por el tren de intercambiadores de calor es del orden de los 75 MBPD, ya que para flujos mayores la caída de presión se eleva considerablemente, especialmente en los intercambiadores 211E 3, 211E 4 y 211E 5, por el lado por donde circula crudo.

En el siguiente acápite (IV.5.1) se muestran los datos de caída de presión para 75 MBPD con crudo mezcla versus los datos de caída de presión máximos permisibles.

También se muestran los datos de caída de presión por el lado por donde circulan los productos y reflujos, apreciándose que la caída de presión en los intercambiadores de calor por donde circula crudo reducido es alta, debido a que los valores de viscosidad alimentados al programa fueron obtenidos por correlaciones.

Los demás resultados se muestran en el Apéndice B.

1. Caída de Presión en el Tren de Intercambiadores a
75 MBPD, PSI

NUMERO DE INTERCAMB.	C A S C O		T U B O S	
	ΔP CALCULADA	ΔP MAXIMA	ΔP CALCULADA	ΔP MAXIMA
211 E 1	7,2	10,3	5,7	-
211 E 2 A, A ₂	-	-	10,0	10,0
211 E 3 ABC	57,3	-	30,1	30,0
211 E 4	6,1	8,5	7,0	-
211 E 5 ABC	16,3	-	29,6	30,0
211 E 6	5,2	13,0	4,5	-
211 E 7	10,8	14,2	8,3	-
211 E 8 AB	3,1	-	21,9	20,0
211 E 9 ABC	66,1	-	25,3	28,0

IV.6 HORNO

En esta Sección se ha calculado el calor que debe ser suministrado por el horno al crudo mezcla apra obtener el vaporizado buscado aumentando la temperatura en entre los rangos deseados, tanto para el caso actual en que opera la unidad como para la alternativa de la Torre Pre flash que se plantea en el presente trabajo.

Según los cálculos que se detallan a continuación, la nueva alternativa daría lugar a un ahorro de energía

del orden de los 27.360,000 BTU/día (27,36 MM BTU/día) lo cual de por sí representa una ventaja adicional.

Además, del detalle anterior, está el hecho que sin Pre-flash el horno tendría que admitir los 75000 BPD, lo cual sobrepasaría su capacidad.

En el siguiente acápite se tabulan los resultados.

1. Cálculo del Calor a ser suministrado por el Horno al Crudo Mezcla

P R O P I E D A D	R E S U L T A D O	
	ACTUAL	PREFLASH
- Flujo, BPD	75.000	67.500
- Temperatura de entrada (T_1), °F	500	485
- Temperatura de salida (T_2), °F	665	675
- % Vaporizado a la salida del horno	42,26	35,66
- Gravedad específica del crudo mezcla, 60/60°F	0,861	0,8823
- Gravedad específica del vapor, 60/60°F	0,769	0,8012
- Gravedad específica del líquido, 60/60°F	0,926	0,9272
- K_{uop} del crudo mezcla	11,90	11,84
- K_{uop} del vapor	12,18	12,15
- K_{uop} del líquido	11,95	11,88
- Masa del crudo, lb/hr	942.569	869.379
- Masa del vapor, lb/hr	355.508	281.524
- Masa del líquido, lb/hr	587.061	587.855
- Entalpía del crudo a T_1 , BTU/lb (Ec. IV.2.22)	278,144	262,951
- Entalpía del vapor a T_2 , BTU/lb (Ec. IV.2.22)	508,0	506,012
- Entalpía del líquido a T_2 , BTU/lb (Ec. IV.2.22)	384,0	389,33
- Entalpía total del crudo $[H_1]$ a T_1 , MM BTU/hr	262,17	228,604
- Entalpía total del vapor $[H_2]$ a T_2 , MM BTU/hr	180,598	142,454
- Entalpía total del líquido $[H_3]$ a T_2 , MM BTU/hr	225,431	228,869
- Calor suministrado $[H_1 - (H_2 - H_3)]$, MM BTU/hr	143,859	142,719
- Diferencia, MM BTU/hr	(1,14)	

IV.7 BOMBAS

1. Bomba de Fondos de la Torre Preflash

Será necesario adquirir 2 bombas para impulsar el crudo despuntado hasta la zona de vaporización de la columna fraccionadora, pasando por el horno, en donde se generará la mayor caída de presión.

Los cálculos que se indican a continuación han sido tabulados previamente y aquí aparecen condensados, aunque algunas cotas aparecen en las Figs. (IV.C.11 y IV.C.12)

a. Línea de Succión	Pérdida, mt. de Líquido
- Columna de succión	14,00
- Tubería y longitud equivalente, Ø = 10" (Pág. 3-64, Ap. C)	-1,50
- Presión de vapor del crudo (Ap.C)	0,41
Sub-Total	12,91
b. Línea de Descarga	
- Columna de descarga	14,80
- Tubería y longitud equivalente, Ø = 24"	3,84
- Horno	178,00
- Presión en la zona de expansión de la columna	26,15
Sub-Total	222,79

	Pérdida, mt. de Líquido
c. Columna total del Sistema =	
1.1 (b-a)	231,00
d. Eficiencia asumida, %	0,7
e. Caudal, lt/seg.	124,26
f. Gravedad específica a 485°F	0,697
g. Potencia, HP	380,0

2. Bombas de Carga, Productos y Reflujos

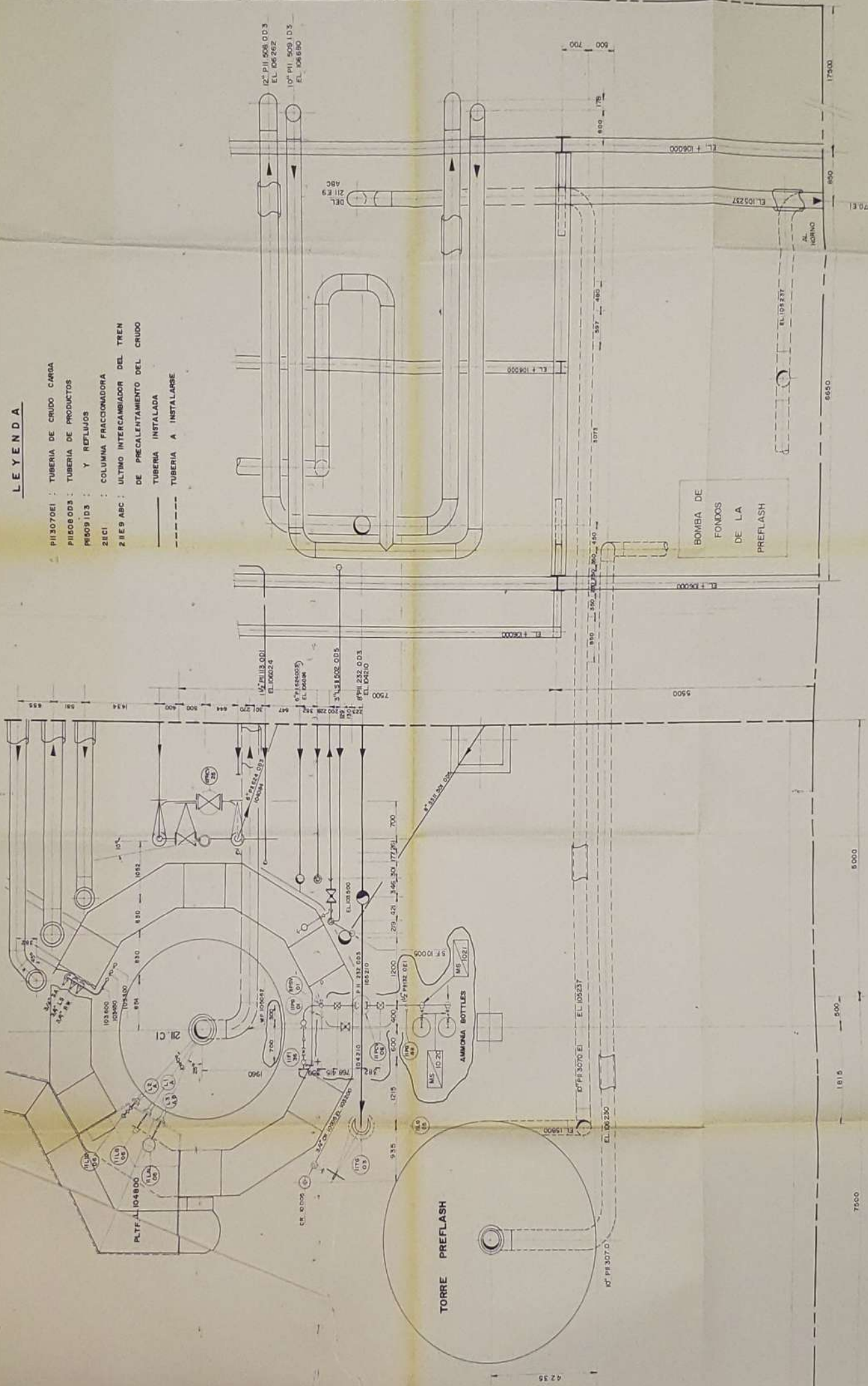
Las bombas de carga no presentan problema alguno para que puedan trabajar a 75.000BPD, puesto que los niveles de los tanques de almacenamiento de crudo están lo suficientemente elevados. Además, la bomba de carga que se encuentra ubicada después de la Desaladora, tiene como capacidad de diseño 75.200 BPD.

3. Capacidades de las Bombas de Productos y Reflujos

B O M B A	CAPACIDAD DE DISEÑO, BPD
- Crudo reducido	43.480,0
- A.G.O.	5.133,0
- Diesel	20.988,0
- Kerosene/Turbo	18.720,0
- Reflujo de Tope	30.798,0
- Reflujo de Diesel	89.526,0
- Reflujo de Turbo	94.508,0

LEYENDA

- PI3070E1 : TUBERIA DE CRUDO CARGA
- PI3080D3 : TUBERIA DE PRODUCTOS
- PI0091D3 : Y REFLUJOS
- 2E1C1 : COLUMNA FRACCIONADORA
- 2E1E9 ABC : ULTIMO INTERCAMBIADOR DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DEL CRUDO
- TUBERIA INSTALADA
- TUBERIA A INSTALARSE



UNIVERSIDAD NACIONAL TECNICA DEL CALLAO
 FIGURA IV. C. 12
 UBICACION DE LA TORRE PREFLASH EN LA UDP II
 ESC: 3/4 E FECHA: NOV. 82

LIMITE NORTE DE LA UNIDAD

V. ANALISIS ECONOMICO

V.1 EVALUACION ECONOMICA

La evaluación siguiente se hará considerando la ampliación de la Unidad de Destilación Primaria II desde su capacidad de diseño de 65 MBPD hasta 75 MBPD, que resulta ser la máxima ampliación posible de acuerdo con los resultados obtenidos en el capítulo anterior.

Para lograr esta ampliación se necesitará de la adquisición de una torre Preflash y de las bombas (2) de fondos de la torre Preflash como los principales equipos, y además, de material auxiliar; todo lo cual representaría la principal inversión y cuyo monto se detalla en la sección V.2.

La presente evaluación económica incluye dos aspectos importantes:

1. El primero es el cálculo del costo operativo estimado de la unidad a partir del año 1984, que es el año que considero como el del inicio de la operación del proyecto. Este estimado del costo operativo se presenta tanto para procesar 65 MBPD bajo las actuales condiciones de operación como para procesar 75000 BPD tomando en consideración la alternativa planteada en este estudio.

Para calcular los valores futuros del costo operativo de la unidad, se han tomado como base los datos del año 1981 y cada uno de los rubros han sido indexados usando los índices de inflación que la empresa recomienda usar en este tipo de estudios. Estos índices no se incluyen por ser de estricto orden confidencial.

Asimismo se realizaron las correcciones de los costos variables debido a la variación del volumen de producción y se han usado índices adecuados para el rubro de mantenimiento.

2. El segundo aspecto es la determinación del valor actual neto (V.A.N.) para los 10 años siguientes a la implementación del proyecto, lapso asumido como el de vida útil. La determinación del V.A.N. se ha establecido siguiendo las normas que establece la empresa.

Los precios de venta de los productos, que generan los ingresos, se han tomado como precios de venta promedio y ésto debido a que la distribución de los productos de la unidad primaria II es variable. Así por ejemplo, la gasolina se usa algunas veces para exportación y otras veces es usada para consumo nacional y desde luego los precios son diferentes, por lo que se hace necesario un precio de venta prome-

dio.

Igualmente para el uso de los factores de descuento, se ha creído conveniente considerar este estudio dentro del rango de proyecto nuevo y con inversión propia.

Finalmente, para las consideraciones de los volúmenes de producción anual se ha considerado que el año constará de 350 días hábiles.

V.2 INVERSION

1. Costo Estimado de la Torre Preflash

Para el cálculo del costo de la torre de despunte se ha seguido el método de la Chemical Engineering, marzo, 24, 1969 y cuyos gráficos se incluyen en el Apéndice D. Fue necesario utilizar este método debido a que no se pudo obtener cotizaciones en el mercado.

Con las dimensiones ya calculadas en el acápite IV.4.10 y la gráfica 5, pág. 124 del Apéndice D (en adelante Ap. D. Fig. 5) se obtuvo el costo base para la Torre Preflash.

- Costo base, U.S.\$	26.000,00
- Ajuste por material, presión y escalamiento (Ap. D, pág. 125)	
$F_M = 2,25; F_P = 1,05; Ind. = 2,8268$	
- Costo estimado FOB (1983), U.S.\$	
26.000(2,25)(1,05)(2,8268)	173.636,00
- Del Ap. D. Tabla III, pág. 131	
Factor de costo directo	3,04
Costo directo, U.S.\$	
26.000 (3,04) =	79.040,00
Instalación de campo, U.S.\$	
79.040+(112.835,41-26.000) =	226.676,000
Factor de módulo neto	4,34
Módulo neto	
26.000 (4,34)	112.840,00
Costo del módulo (1983), U.S.\$	
112.840,00 + (112.835,41-26.000) =	260.476,00
- Costo total (incluye 15% de contingencias), 1983, \$/.	304'639.000,00

2. Costo estimado de las Bombas

Usando el mismo método del Apéndice D, calcularemos el costo estimado para las dos bombas que se requerirán para los fondos de la Torre Pre-flash. Con los datos del acápite IV.7.1 y del Ap. D, Fig. 6, pág. 126, se tiene:

- Costo base, U.S.\$	13.000,00
para las dos bombas, U.S.\$	26.000,00
- Ajuste por material, presión de succión y escalamiento (Ap. D, pág. 126)	
$F_M = 1,93; F_P = 1,5; Ind. 2,8268$	

- Costo estimado FOB, (1983), U.S.\$	
26.000 (1,93) (1,5) (2,8268) =	212.773,00
- Del Ap. D, Tabla III, pág. 131	
Factor de costo directo	2,41
Costo directo, U.S.\$	
26.000 (2,41) =	62.660,00
Instalación de campo, U.S.\$	
62.660 + (185.800,60 - 26.000)	249.433,00
Factor del módulo neto	3,38
Módulo neto	
26.000 (3,38)	87.880,00
Costo del Módulo, (1983), U.S.\$	
87.880 + (212.773,000 - 26.000) =	274.653,000
- Costo total (Incluye 15% de contingencias), 1983, S/.	321'220,000,00

3. Costo de Tubería

De la tabla V para tuberías de proceso de acero al carbono y del AP.C, fig. 9, págs. 130, 134, se tiene que para una tubería de 6" de diámetro:

- Costo unitario, U.S.\$	1,56
- Tamaño de exponente	0,93
- Pies de tubería	90,0
- Factor lineal (Fig. 9)	5,0
- Costo de la tubería instalada, 1983, U.S.\$	
1.56 (90,0) (5,0) (2,8268) =	1.984.00

Usando la misma tabla y figura, para una tubería de 10" se tiene que:

127.

- Costo unitario, U.S.\$	1,56
- Tamaño de exponente	0,93
- Pies de tubería	160,0
- Factor lineal	8,7
- Costo de la tubería instalada, 1983, U.S.\$	
1.56 (160,0) (8,7) (2,8268) =	6.138,00
- Costo total de las tuberías instaladas, 1983, U.S.\$	8.122,00
- Indirectos a 25%, U.S.\$	2.031,00
- Módulo neto, U.S.\$	10.153,00
- Costo total (incluye 15% de contingencias), U.S.\$	11.676.00
- Costo total, 1983, S/.	11'874.490,00

4. Costo de la Inversión

R U B R O	MONTO, MILES DE SOLES
Costo de equipo y material	308.247,21
Montaje y construcción	138.719,79
Flete y seguro	13.637,29
Aranceles e impuestos	177.129,20
Supervisión y rediseño	159.433,37
TOTAL (Incluye 15% de imprevistos)	916.741,89

V.3 COSTOS OPERATIVOS ESTIMADOS PARA LA U.D.P.-II A 65 MBPD Y 75 MBPD

V.3.1 Costos Operativos estimados a 65 MBPD (En miles de soles/año)

DESIGNACION	AÑOS												
	81	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93		
-PRODUCCION, MILES BARRI.	23400	23400	23400	23400	23400	23400	23400	23400	23400	23400	23400	23400	
-LABOR ADMINISTRATIVA	13597	42290	50748	60898	70032	80537	92618	106511	122488	140861	161990	161990	
-LABOR EMPLEADOS	19387	60296	72358	86830	99854	114832	132057	151866	174646	200842	230969	230969	
-SOBRE TIEMPO EMPLEADOS	6706	20857	25028	30034	34539	39720	45678	52530	60409	69471	79891	79891	
-BENEFICIO TRABAJADORES	43446	135128	162154	194584	223772	257338	295938	340329	391378	450085	517598	517598	
TOTAL LABORES Y BENEFICIOS	83136	258573	310287	372346	428197	492427	566291	651236	748921	861259	990448	990448	
-MATERIALES Y SUMINISTROS ²	38383	100719	120863	145035	166791	191809	220581	253668	291718	335477	385797	385797	
-PRODUCTOS DE PETROLEO CONS. ²	736622	2291079	2749294	3299153	3794026	4363130	5017600	5770240	6635775	7631142	8775813	8775813	
-PRODUCTOS QUIMICOS ²	35787	111307	133568	160281	184324	211972	243768	280333	322383	370741	426352	426352	
-MANTENIMIENTO Y REPARACION ²	17485	54383	65259	78311	90058	103566	119101	136967	157512	181138	208309	208309	
-SEGURO INCENDIO ²	16997	52865	63438	76126	87545	100676	115778	133144	153116	176083	202496	202496	
-OTROS GASTOS	3474	10805	12966	15559	17893	20577	23663	27213	31295	35989	41387	41387	
-FUERZA Y LUZ ELECTRICA ²	330237	1027120	1232544	1479052	1700910	1956047	2249454	2586872	2974902	3421138	3934308	3934308	
-DEPRECIACION Y AMORTIZACION ²	628110	628110	628110	628110	628110	628110	628110	628110	628110	628110	628110	628110	
TOTAL GASTOS DIRECTOS	1884233	4534961	5316329	6253973	7097854	8068314	9184346	10467783	11943732	13641077	15593020	15593020	
-SS.II. Y FACILIDADES ²	538025	1673392	2008071	2409685	2771138	3186808	3664829	4214554	4846737	5573747	6409810	6409810	
-ADMINISTRACION PROPIA	174407	505039	606047	727256	836345	961796	1106065	1271975	1462772	1682187	1934515	1934515	
-GASTOS ADMINISTRATIVOS Y PROP.	98815	307339	368807	442569	508954	586297	673092	774055	890164	1023688	1177242	1177242	
COSTO DE OPERACION	2695480	7020731	8299254	9833483	11214291	12802215	14628332	16728367	19143405	21920699	25114587	25114587	
COSTO UNITARIO, S/./REL.	115,2	300,02	354,67	420,23	479,24	547,10	625,14	714,88	818,09	936,78	1073,27	1073,27	

V.3.2 Costos operativos estimados a 75 MBPD (En miles de soles/año)

D E S I G N A C I O N	A Ñ O S												
	81	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93		
-PRODUCCION, MILES BARRILES	27000	27000	27000	27000	27000	27000	27000	27000	27000	27000	27000	27000	
-LABOR ADMINISTRATIVA	42290	50748	60898	60898	70032	80537	92618	106511	122488	140861	161990	161990	
-LABOR EMPLEADOS	60298	72358	86830	86830	99854	114832	132057	155866	174646	200842	230969	230969	
-SOBRETIEMPO EMPLEADOS	20857	25028	30034	30034	34539	39720	45678	52530	60409	69471	79891	79891	
-BENEFICIO TRABAJADORES	135128	162154	194584	194584	223772	257338	295938	340329	391378	450085	517598	517598	
TOTAL LABORES Y BENEFICIOS	258573	310287	372346	372346	428197	492427	566291	651236	748921	861259	990448	990448	
-MATERIALES Y SUMINISTROS ²	100719	120863	145035	145035	166791	191809	220581	253668	291718	335477	385797	385797	
-PRODUCTOS DE PETROLEO CONS. ²	2643554	3172265	3806718	3806718	4377725	5034334	5789542	6657973	7656669	8805170	10125945	10125945	
-PRODUCTOS QUIMICOS ²	114731	137677	158329	158329	182078	209390	240798	276918	318455	366224	421157	421157	
-MANUTENIMIENTO Y REPARAC. ²	81574	97889	117467	117467	135087	155350	178652	205450	236268	271708	312464	312464	
-SEGURO INCENDIO ²	66081	79297	95156	95156	109429	125844	144720	166428	191392	220101	253116	253116	
-OTROS GASTOS	10805	12966	15559	15559	17893	20577	23663	27213	31295	35989	41387	41387	
-FUERZA Y LUZ ELECTRICA ²	1090329	1308395	1570074	1570074	1805585	2076423	2387887	2746069	3157980	3631677	4176428	4176428	
-DEPRECIACION Y AMORTIZACION ²	706268	706268	706268	706268	706268	706268	706268	706268	706268	706268	706268	706268	
TOTAL GASTOS DIRECTOS	5072634	5945907	6986952	6986952	7929044	9012472	10258402	11691223	13338966	15233873	17413010	17413010	
-SS.II. Y FACILID. ²	1776372	2131647	2557977	2557977	2941673	3382924	3890363	4473917	5145005	5916755	6804269	6804269	
-ADMINISTRACION PROPIA	505039	606047	727256	727256	836345	961796	1106065	1271975	1462772	1682187	1934515	1934515	
-GASTOS ADMINISTRATIVOS Y PROP.	307339	368807	442569	442569	508954	585297	673092	774055	890164	1023688	1177242	1177242	
COSTO DE OFERACION	7661384	9052408	10714754	10714754	12216016	13942489	15927922	18211170	20836907	23856503	27329036	27329036	
COSTO UNITARIO, S/./BL.	283,75	335,27	396,84	396,84	452,44	516,38	589,92	674,48	771,73	883,57	1012,18	1012,18	

2: Costos variables.

V.4 CALCULO DEL VALOR ACTUAL NETO (V.A.N.)¹

R U B R O	A Ñ O S											
	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	
0												
INVERSION	916,742											
INGRESOS	133.000,00	159.600,00	191.520,00	220.247,00	253.285,00	291.278,00	334.970,00	385.215,00	442.998,00	509.446,00		
EGRESOS	129.252,00	155.073,00	186.058,00	213.965,00	246.049,00	282.944,00	325.373,00	374.166,00	430.280,00	494.810,00		
DEPRECIACION	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	
UTILIDAD BRUTA	3.665,50	4.444,50	5.379,50	6.199,50	7.153,50	8.251,50	9.514,50	10.966,50	12.635,50	14.553,50		
UTILIDAD NETA	1.649,40	2.000,00	2.420,70	2.789,70	3.219,00	3.713,10	4.281,50	4.934,90	5.665,90	6.549,00		
DEPRECIACION	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	82,50	
VALOR DE RESCATE											91,74	
FLUJO DE FONDOS NETO	1.731,90	2.082,50	2.503,20	2.872,20	3.301,50	3.795,60	4.364,00	5.017,40	5.768,40	6.723,20		

1: Los valores están en millones de soles.

Luego de haber calculado el Flujo de Fondos Neto (FFN) para cada año, el Valor Actual Neto (VAN) se obtendrá sumando cada uno de los productos de los flujos de fondos anuales por su respectivo factor de descuento anual, señalado por la empresa para este tipo de proyecto, los cuales no se incluyen por ser de estricto orden confidencial.

El Valor Actual Neto (VAN) al cabo de los 10 años de vida estimados para el proyecto, asciende a la cantidad de S/. 4208,4 millones de soles, con lo cual se supera la inversión inicial al cabo de 19 meses.

VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

VI.1 CONCLUSIONES

1. La ampliación de la Unidad de Destilación Primaria II de la Refinería La Pampilla es técnicamente factible, mediante la instalación de una torre Preflash, desde su capacidad de diseño de 65000 BPD hasta 75000 BPD, lo cual representaría un incremento del 15.3% en su capacidad con respecto a la original.

Además, según el cálculo del VAN la inversión resulta ser factible, tal y conforme se aprecia en el acápite V.4, ya que los ingresos por la producción adicional de los 10000 BPD, supera la inversión inicial y ésta sería recuperada al cabo de 19 meses.

También se observa que el costo operativo de la unidad decrecería, si se aumentara la capacidad de refinación de la Unidad.

2. Cabe señalar que algunos de los factores limitantes del incremento de la capacidad de la unidad, son la caída de presión a través de los intercambiadores de calor de precalentamiento de crudo y las inundaciones en la columna fraccionadora. Así, se puede apreciar en el acápite IV.5.1, que

los valores de caída de presión calculados son cercanos a los valores máximos permisibles y en algunos casos a sobrepasar. Ello se debe a las características del factor de ensuciamiento usado para el cálculo de las caídas de presión en los intercambiadores de calor.

3. El ahorro de energía en el horno de la unidad sería del orden de los 27,36 millones de BTU/día un 0,8% con respecto al total de energía requerida para procesar 75000 BPD de crudo mezcla bajo las actuales condiciones de operación. Económicamente hablando, esto quiere decir que se tendría un ahorro del orden de los U.S.\$ 42500,00 para el año 1984.

VI.2 RECOMENDACIONES

1. Considerando que este trabajo, planteado a nivel de estudio, resulta ser técnica y económicamente factible y además de ello se puede lograr reducir los costos de energía, lo cual es compatible con el plan de ahorro de energía de la empresa; se recomienda por ello sea considerado como una alternativa válida en un futuro proyecto de ampliación de la unidad.
2. La limpieza de los intercambiadores de calor de-

be realizarse anualmente, en especial en los intercambiadores de crudo reducido y de esta manera se evitarán caídas de presión mayores a las señaladas aquí.

3. La instalación del nuevo equipo y empalme de líneas se puede coordinar para llevarse a cabo durante alguna parada por mantenimiento de equipos de la unidad, las cuales son generalmente anuales. De esta manera se reduce el monto inicial de la inversión.

APENDICE A

RESULTADOS DE LOS BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA
EN LA COLUMNA FRACCIONADORA

CASO 3 - UDP II - LA PAMPILLA - OPERACION TURBO A 75 MBPD

ZONA DE EXPANSION Y FONDOS

	C.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
CRUDO EN LA Z.E.	0.861	32.8	251.	11.90	665.	40.0	
VAPOR	0.769	52.6	147.	12.18	665.	40.0	0.487*
LIQUIDO	0.926	21.2	430.	11.95	665.	40.0	0.724
INYECC. VAPOR FONDO			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. EN EL FONDO	0.852	34.6	309.	12.17	655	40.0	1.034*
SOBREVAPORIZADO (OV)	0.847	35.6	255.	12.01	655.	40.0	0.581
SUMA DE EXTRACC.	0.785	48.8	166.	12.15	665.	40.0	0.550*
VAPOR AGUA EN Z.E.			18.		655.	40.0	0.060*
CRUDO RED. DE FONDO	0.941	18.8	465.	11.94	648.	40.0	0.755
CARGA DE VAPOR (1)	0.787	48.4	145.		665.	40.0	0.481*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.928	21.0	433.		665.	40.0	0.722

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
CRUDO EN LA Z.E.	75000.		942569.	3757.	430.	405587.
VAPOR	31695.	203.*	355508.	2419.	508.	180439.
LIQUIDO	43305.	1622.	587061.	1338.	384.	225148.
INYECC. VAPOR FONDO		19.*	7388.	410.	1372.	10134.
REVAP. EN EL FONDO	7086.	24.*	88065.	285.	482.	42464.
SOBREVAPORIZADO (OV)	466.	20.	5672.	30.	399.	2261.
SUMA DE EXTRACC.	38315.	221.*	437901.	2674.	503.	220060.
VAPOR AGUA EN Z.E.		34.*	7388.	410.	1390.	10267.
CRUDO RED. DE FONDO	36685.	1338.	504668.	1083.	366.	184811.
CARGA DE VAPOR (1)	39288.	261.*	450961.	3114.	517.	233171.
CARGA DE LIQUIDO (1)	43771.	1642.	592734.	1367.	384.	227409.

(1) CALCULADA EN LA ZONA DE EXPANSION.

ZONA DE EXTRACCION DE AGO

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.B.
LIQUIDO AL DESPOJ.	0.853	34.3	350.	12.27	615.	39.4	0.617
VAPOR AL DESPOJADOR			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. A LA COLUMNA	0.853	34.3	396.	12.18	610.	39.4	1.359*
VAPOR A LA COLUMNA			18.		610.	39.4	0.062*
PRODUCTO DESTILADO	0.853	34.3	330.	12.31	604.	39.4	0.623
SUMA DE EXTRACC.	0.785	48.8	166.	12.15	617.	39.4	0.566*
VAPOR AGUA PLATO			18.		617.	39.4	0.061*
REF. INTERNO (VAPOR)	0.853	34.3	350.	12.27	617.	39.4	1.192*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.853	34.3	350.	12.27	615.	39.4	0.617
CARGA DE VAPOR (1)	0.804	44.6	172.		617.	39.4	0.594
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.853	34.3	347.		615.	39.4	0.617

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
LIQUIDO AL DESPOJ.	2939.	119.	36584.	109.	371.	13567.
VAPOR AL DESPOJADOR		1.*	572.	32.	1372.	785.
REVAP. A LA COLUMNA	248.	1.*	3093.	8.	452.	1398.
VAPOR A LA COLUMNA		3.*	572.	32.	1369.	783.
PRODUCTO DESTILADO	2690.	108.	33492.	101.	363.	12170.
SUMA DE EXTRACC.	38315.	215.*	437901.	2674.	469.	205576.
VAPOR AGUA PLATO		33.*	7388.	410.	1372.	10136.
REF. INTERNO (VAPOR)	13716.	40.*	170765.	488.	460.	78523.
REF. INTERNO (LIQ.)	13716.	553.	170765.	488.	371.	63326.
CARGA DE VAPOR (1)	52538.	288.*	616053.	3573.	478.	294236.
CARGA DE LIQUIDO (1)	16655.	672.	207349.	598.	371.	76893.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE EXTRACCION.

ZONA DE EXTRACCION DE DIESEL

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
LIQ. DE LA COLUMNA							
LIQUIDO AL DESPOJ.	0.836	37.8	240.	12.02	567.	37.9	0.610
VAPOR AL DESPOJADOR			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. A LA COLUMNA	0.813	42.6	198.	12.06	562.	37.9	0.685*
VAPOR A LA COLUMNA			18.		562.	37.9	0.062*
PRODUCTO DESTILADO	0.840	37.0	248.	12.02	560.	37.9	0.622
SUMA DE EXTRACC.	0.778	50.5	157.	12.15	597.	37.9	0.524*
VAPOR AGUA PLATO			18.		597.	37.9	0.060*
REF. CIR. A INIERC.							
REF. CIRC. A COLUM.							
REF. INTERNO (VAPOR)	0.836	37.8	240.	12.02	597.	37.9	0.802*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.836	37.8	240.	12.02	567.	37.9	0.610
CARGA DE VAPOR (1)	0.799	45.5	161.		597.	37.9	0.536*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.837	37.6	242.		567.	37.9	0.610

	A C.F. BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
LIQ. DE LA COLUMNA						
LIQUIDO AL DESPOJ.	13262.	531.	162098.	664.	334.	54162.
VAPOR AL DESPOJADOR		4.*	1569.	87.	1372.	2152.
REVAP. A LA COLUMNA	931.	4.*	11034.	56.	425.	4695.
VAPOR A LA COLUMNA		7.*	1569.	87.	1347.	2113.
PRODUCTO DESTILADO	12332.	486.	151064.	608.	328.	49506.
SUMA DE EXTRACC.	35625.	214.*	404409.	2573.	458.	185235.
VAPOR AGUA PLATO		37.*	7960.	442.	1363.	10850.
REF. CIR. A INIERC.						
REF. CIRC. A COLUM.						
CALOR DE REF. CIRC.						38474.
REF. INTERNO (VAPOR)	17843.	75.*	217544.	906.	442.	96128.
REF. INTERNO (LIQ.)	17843.	713.	217544.	906.	334.	72689.
CARGA DE VAPOR (1)	54013.	326.*	629913.	3921.	464.	292213.
CARGA DE LIQUIDO (1)	31105.	1244.	379642.	1570.	334.	126851.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE EXTRACCION.

ZONA DE EXTRACCION DE TURBO

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
LIQ. DE LA COLUMNA							
LIQUIDO AL DESPOJ.	0.795	46.5	171.	12.06	429.	35.8	0.619
VAPOR AL DESPOJADOR			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. A LA COLUMNA	0.766	53.2	143.	12.17	424.	35.8	0.539*
VAPOR A LA COLUMNA			18.		424.	35.8	0.068*
PRODUCTO DESTILADO	0.795	46.5	171.	12.06	417.	35.8	0.626
SUMA DE EXTRACC.	0.747	57.8	130.	12.29	452.	35.8	0.477*
VAPOR AGUA PLATO			18.		452.	35.8	0.066*
REF. CIRC. A INTERC.							
REF. CIRC. A COLUM.							
REF. INTERNO (VAPOR)	0.795	46.5	171.	12.06	452.	35.8	0.625*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.795	46.5	171.	12.06	429.	35.8	0.619
CARGA DE VAPOR (1)	0.771	52.0	128.		452.	35.8	0.469*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.794	46.7	170.		429.	35.8	0.619

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
LIQ. DE LA COLUMNA						
LIQUIDO AL DESPOJ.	9993.	373.	115521.	688.	243.	28108.
VAPOR AL DESPOJADOR		6.*	2557.	142.	1372.	3507.
REVAP. A LA COLUMNA	924.	5.*	10330.	72.	354.	3654.
VAPOR A LA COLUMNA		10.*	2557.	142.	1283.	3281.
PRODUCTO DESTILADO	9069.	336.	105192.	616.	235.	24681.
SUMA DE EXTRACC.	23293.	148.*	253345.	1965.	376.	95307.
VAPOR AGUA PLATO		40.*	9529.	529.	1296.	12348.
REF. CIR. A INTERC.						
REF. CIRC. A COLUM.						
CALOR DE REF. CIRC.						38018.
REF. INTERNO (VAPOR)	18918.	98.*	219433.	1285.	362.	79433.
REF. INTERNO (LIQ.)	18918.	709.	219433.	1285.	243.	53391.
CARGA DE VAPOR (1)	42865.	285.*	482307.	3779.	388.	187087.
CARGA DE LIQUIDO (1)	28912.	1082.	334955.	1973.	243.	81499.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE EXTRACCION.

ZONA DE TOPE - EXTRACCION DE GASOLINA

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
VAPORES DEL TOPE							
PRODUCTO	0.714	66.7	110.	12.49	304.	34.1	0.458*
REFLUJO EXTERNO	0.714	66.7	110.	12.49	304.	34.1	0.458*
VAPOR DE AGUA			18.		304.	34.1	0.075*
SALIDA DEL CONDENS.							
PRODUCTO	0.714	66.7	110.	12.49	255.	34.1	0.605
REFLUJO EXTERNO	0.714	66.7	110.	12.49	255.	34.1	0.605
AGUA			18.		255.	34.1	1.000
GASES DEL ACUMULAD.	0.626	94.4	89.	13.44	255.	34.1	0.397*
REF. INTERNO (VAPOR)	0.714	66.7	110.	12.49	304.	34.1	0.460*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.714	66.7	110.	12.49	259.	34.1	0.603
CARGA DE VAPOR (1)	0.724	64.0	88.		304.	34.1	0.369*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.714	66.7	110.		259.	34.1	0.603

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
VAPORES DEL TOPE						
PRODUCTO	14224.	90.*	148154.	1349.	302.	44733.
REFLUJO EXTERNO	8972.	57.*	93449.	851.	302.	28216.
VAPOR DE AGUA		45.*	12086.	671.	1227.	14833.
SALIDA DEL CONDENS.						
PRODUCTO	14224.	489.	148154.	1349.	142.	21048.
REFLUJO EXTERNO	8972.	309.	93449.	851.	142.	13277.
AGUA		24.	12086.	671.	255.	3082.
CALOR DEL CONDENS.						50374.
GASES DEL ACUMULAD.	1401.	9.*	12807.	144.	305.	3908.
REF. INTERNO (VAPOR)	9115.	57.*	94939.	864.	302.	28665.
REF. INTERNO (LIQ.)	9115.	315.	94939.	864.	145.	13726.
CARGA DE VAPOR (1)	24168.	192.*	255178.	2885.	346.	88231.
CARGA DE LIQUIDO (1)	9115.	315.	94939.	864.	145.	13726.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE TOPE.

CASO 13 UDP II - LA PAMPILLA - OPERACION TURBO A 75 MNPD

CRUDO - HCT

ZONA DE EXPANSION Y FONDOS

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
CRUDO EN LA Z.E.	0.838	37.3	205.	11.88	665.	40.0	
VAPOR	0.773	51.6	146.	12.08	665.	40.0	0.483*
LIQUIDO	0.941	18.8	449.	11.90	665.	40.0	0.748
INYECC. VAPOR FONDO			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. EN EL FONDO	0.853	34.5	310.	12.24	655.	40.0	1.037*
SOBREVAPORIZADO (OV)	0.846	35.7	288.	12.20	655.	40.0	0.580
SUMA DE EXTRACC.	0.779	50.1	153.	12.08	665.	40.0	0.506*
VAPOR AGUA EN Z.E.			18.		655.	40.0	0.060*
CRUDO RED. DE FONDO	0.954	16.8	476.	11.87	644.	40.0	0.776
CARGA DE VAPOR (1)	0.784	49.1	143.		665.	40.0	0.473*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.936	19.6	435.		665.	40.0	0.729

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
CRUDO EN LA Z.E.	75000.		917174.	4465.	450.	412761.
VAPOR	16860.	304.*	528269.	3623.	503.	265578.
LIQUIDO	28140.	1039.	388905.	842.	378.	147183.
INYECC. VAPOR FONDO		19.*	7388.	410.	1372.	10134.
REVAP. EN EL FONDO	5902.	20.*	73420.	237.	485.	35583.
SOBREVAPORIZADO (OV)	3187.	134.	38976.	141.	403.	15705.
SUMA DE EXTRACC.	49575.	309.*	562712.	3718.	501.	281978.
VAPOR AGUA EN Z.E.		34.*	7388.	410.	1390.	10267.
CRUDO RED. DE FONDO	25425.	913.	354461.	747.	359.	127171.
CARGA DE VAPOR (1)	53268.	357.*	609076.	4270.	511.	311428.
CARGA DE LIQUIDO (1)	31327.	1174.	427881.	983.	381.	162888.

(1) CALCULADA EN LA ZONA DE EXPANSION.

ZONA DE EXTRACCION DE AGO

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
LIQUIDO AL DESPOJ.	0.855	34.1	318.	12.25	622.	39.4	0.616
VAPOR AL DESPOJADOR			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. A LA COLUMNA	0.849	35.2	302.	12.25	617.	39.4	1.030*
VAPOR A LA COLUMNA			18.		617.	39.4	0.061*
PRODUCTO DESTILADO	0.855	34.1	318.	12.25	612.	39.4	0.621
SUMA DE EXTRACC.	0.779	50.1	153.	12.08	624.	39.4	0.517*
VAPOR AGUA PLATO			18.		624.	39.4	0.061*
REF. INTERNO (VAPOR)	0.855	34.1	318.	12.25	624.	39.4	1.078*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.855	34.1	318.	12.25	622.	39.4	0.616
CARGA DE VAPOR (1)	0.800	45.5	164.		624.	39.4	0.559*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.855	34.1	318.		622.	39.4	0.616

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
LIQUIDO AL DESPOJ.	3129.	127.	38996.	123.	376.	14653.
VAPOR AL DESPOJADOR		1.*	572.	32.	1372.	785.
REVAP. A LA COLUMNA	259.	1.*	3203.	11.	460.	1474.
VAPOR A LA COLUMNA		3.*	572.	32.	1372.	785.
PRODUCTO DESTILADO	2870.	115.	35793.	112.	368.	13179.
SUMA DE EXTRACC.	49575.	302.*	562712.	3718.	473.	266229.
VAPOR AGUA PLATO		34.*	7388.	410.	1375.	10161.
REF. INTERNO (VAPOR)	17628.	57.*	219806.	691.	464.	101929.
REF. INTERNO (LIQ.)	17628.	714.	219806.	691.	376.	82597.
CARGA DE VAPOR (1)	67709.	392.*	789906.	4820.	479.	378319.
CARGA DE LIQUIDO (1)	20757.	841.	258802.	814.	376.	97250.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE EXTRACCION.

ZONA DE EXTRACCION DE DIESEL

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
LIQ. DE LA COLUMNA							
LIQUIDO AL DESPOJ.	0.828	39.5	246.	12.20	568.	37.9	0.595
VAPOR AL DEPOJADOR			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. A LA COLUMNA	0.801	45.2	202.	12.22	563.	37.9	0.698*
VAPOR A LA COLUMNA			18.		563.	37.9	0.062*
PRODUCTO DESTILADO	0.829	39.2	249.	12.20	560.	37.9	0.602
SUMA DE EXTRACC.	0.773	51.6	146.	12.08	599.	37.9	0.486*
VAPOR AGUA PLATO			18.		599.	37.9	0.060*
REF. CIR. A INTERC.							
REF. CIRC. A COLUM.							
REF. INTERNO (VAPOR)	0.828	39.5	246.	12.20	599.	37.9	0.821*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.828	39.5	246.	12.20	568.	37.9	0.595
CARGA DE VAPOR (1)	0.793	46.9	157.		599.	37.9	0.524*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.827	39.5	246.		568.	37.9	0.595

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS/ HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
LIQ. DE LA COLUMNA						
LIQUIDO AL DESPOJ.	16254.	659.	196118.	800.	340.	66628.
VAPOR AL DESPOJADOR		4.*	1569.	87.	1372.	2152.
REVAP. A LA COLUMNA	1050.	5.*	12266.	61.	433.	5317.
VAPOR A LA COLUMNA		7.*	1569.	87.	1347.	2114.
PRODUCTO DESTILADO	15205.	611.	183851.	739.	334.	61349.
SUMA DE EXTRACC.	46705.	301.*	526920.	3606.	458.	241230.
VAPOR AGUA PLATO		37.*	7960.	442.	1364.	10856.
REF. CIR. A INTERC.						
REF. CIRC. A COLUM.						
CALOR DE REF. CIRC.						38474.
REF. INTERNO (VAPOR)	23349.	95.*	281910.	1146.	451.	127017.
REF. INTERNO (LIQ.)	23349.	948.	281910.	1146.	340.	95775.
CARGA DE VAPOR (1)	70599.	433.*	816790.	5194.	464.	379103.
CARGA DE LIQUIDO (1)	39603.	1607.	478028.	1946.	340.	162403.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE EXTRACCION.

ZONA DE EXTRACCION DE TURBO

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A C.F. LB/PC* G.E.
LIQ. DE LA COLUMNA							
LIQUIDO AL DESPOJ.	0.790	47.5	158.	11.99	424.	35.8	0.615
VAPOR AL DESPOJADOR			18.		625.	71.2	0.110*
REVAP. A LA COLUMNA	0.783	49.2	138.	11.85	419.	35.8	0.523*
VAPOR A LA COLUMNA			18.		419.	35.8	0.068*
PRODUCTO DESTILADO	0.792	47.1	164.	12.02	412.	35.8	0.625
SUMA DE EXTRACC.	0.745	58.4	119.	12.11	446.	35.8	0.439*
VAPOR AGUA PLATO			18.		446.	35.8	0.066*
REF. CIR. A INTERC.							
REF. CIRC. A COLUM.							
REF. INTERNO (VAPOR)	0.790	47.5	158.	11.99	446.	35.8	0.582*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.790	47.5	158.	11.99	424.	35.8	0.615
CARGA DE VAPOR (1)	0.772	51.9	127.		446.	35.8	0.466*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.791	47.5	159.		424.	35.8	0.615

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
LIQ. DE LA COLUMNA						
LIQUIDO AL DESPOJ.	9070.	341.	104749.	651.	239.	25071.
VAPOR AL DESPOJADOR		6.*	2557.	142.	1372.	3507.
REVAP. A LA COLUMNA	860.	5.*	9821.	71.	341.	3346.
VAPOR A LA COLUMNA		10.*	2557.	142.	1281.	3275.
PRODUCTO DESTILADO	8211.	304.	94929.	580.	231.	21957.
SUMA DE EXTRACC.	31500.	217.*	343068.	2867.	369.	126614.
VAPOR AGUA PLATO		40.*	9529.	529.	1293.	12324.
REF. CIR. A INTERC.						
REF. CIRC. A COLUM.						
CALOR DE REF. CIRC.						38018.
REF. INTERNO (VAPOR)	34196.	188.*	394378.	2496.	358.	141111.
REF. INTERNO (LIQ.)	34196.	1283.	394378.	2496.	239.	94392.
CARGA DE VAPOR (1)	66349.	445.*	746975.	5892.	375.	280049.
CARGA DE LIQUIDO (1)	43267.	1624.	499128.	3147.	239.	119463.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE EXTRACCION

ZONA DE TOPE - EXTRACCION DE GASOLINA

	G.E. 60/60	GRAV. API	PESO MOLEC.	K UOP	TEMP. GRAD. F	PRES. PSIA	A.C.F. LB/PC* G.E.
VAPORES DEL TOPE							
PRODUCTO	0.730	62.3	108.	12.15	309.	34.1	0.449*
REFLUJO EXTERNO	0.730	62.3	108.	12.15	309.	34.1	0.449*
VAPOR DE AGUA			18.		309.	34.1	0.074*
SALIDA DE CONDENS.							
PRODUCTO	0.730	62.3	108.	12.15	255.	34.1	0.626
REFLUJO EXTERNO	0.730	62.3	108.	12.15	255.	34.1	0.626
AGUA			18.		255.	34.1	1.000
GASES DEL ACUMULAD.	0.653	85.3	86.	12.92	255.	34.1	0.383*
REF. INTERNO (VAPOR)	0.730	62.3	108.	12.15	309.	34.1	0.451*
REF. INTERNO (LIQ.)	0.730	62.3	108.	12.15	262.	34.1	0.623
CARGA DE VAPOR (i)	0.735	61.1	97.		309.	34.1	0.403*
CARGA DE LIQUIDO (1)	0.730	62.3	108.		262.	34.1	0.623

	BARR/DIA A 60°F	A C.F. PCS* GPM	LIBRAS HORA	LB MOL/ HORA	BTU/ LIBRA	MBTU/ HORA
VAPORES DEL TOPE						
PRODUCTO	23289.	154.*	248140.	2287.	296.	73569.
REFLUJO EXTERNO	24137.	159.*	257170.	2370.	296.	76247.
VAPOR DE AGUA		45.*	12086.	671.	1230.	14862.
SALIDA DEL CONDENS.						
PRODUCTO	23289.	792.	248140.	2287.	138.	34243.
REFLUJO EXTERNO	24137.	821.	257170.	2370.	138.	35489.
AGUA		24.	12086.	671.	255.	3082.
CALOR DEL CONDENS.						
GASES DEL ACUMULAD.	3883.	27.*	36969.	430.	293.	10834.
REF. INTERNO (VAPOR)	24774.	163.*	263951.	2433.	296.	78257.
REF. INTERNO (LIQ.)	24774.	848.	263951.	2433.	142.	37500.
CARGA DE VAPOR (1)	48891.	361.*	524177.	5391.	318.	166689.
CARGA DE LIQUIDO (1)	24774.	848.	263951.	2433.	142.	37500.

(1) CALCULADA EN EL PLATO DE TOPE.

APENDICE B

RESULTADOS DE LAS CAIDAS DE PRESION EN EL TREN DE
INTERCAMBIADORES DE CALOR DE PRECALENTAMIENTO DEL
CRUDO CARGA

211E1 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	TURBO
FLUJO (LB/HR)	816893.	91166.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.7950
VISC. (CS)- TEMP. (F)	11.79 - 100.	1.70 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	7.22 - 130.	1.38 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	72.	417.
GRAV. ESP A T ENT.	0.8466	0.6259
VISC. (CP) A T ENT.	17.638	0.297
TEMP. SALIDA (F)	122.	128.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.8300	0.7601
VISC. (CP) A T SAL.	6.762	1.065
NUMERO DE PASOS		6.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.28	2.32
CAIDA DE PRESION (PSI)	5.6	4.4
COEF. INDIVIDUALES	126.5	114.6
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		51.6 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS	794.	OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT
PASO	1.000 TR	
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	1.	ID. 38.9
NUMERO DE BAFLES	10.	TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 18.03 IN.
ESPESOR	0.315	

Las dimensiones, en todos los intercambiadores de calor, para O.D., I.D., paso, espaciado y espesor están dadas en pulgadas.

211 E3 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRURE	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	473379.	816893.
GRAV. ESP. A 60°F	0.9410	0.8610
VISC. (CS)- TEMP. (F)	385.00 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	338.00 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	422.	185.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.8273	0.8085
VISC. (CP) A T ENT.	112.114	2.944
TEMP. SALIDA (F)	290.	265.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.8663	0.7800
VISC. (CP) A T SAL.	167.219	1.426
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	1.90	4.98
CAIDA DE PRESION (PSI)	52.3	23.3
COEF. INDIVIDUALES	53.0	125.9
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00400	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		30.7 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS	986.	OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT
PASO	1.000 TR	
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	3.	ID 40.7
NUMERO DE BAFLES	14.	TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 12.99 IN.
ESPEJOR	0.394	

211E4 UDP II RELAPA 65MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	DIESEL
FLUJO (LB/HR)	816893.	130922.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.8400
VISC. (CS) - TEMP. (F)	11.79 - 100.	6.91 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	7.22 - 130.	4.55 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	265.	395.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7800	0.7018
VISC. (CP) A T ENT.	1.426	0.519
TEMP. SALIDA (F)	278.	320.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7752	0.7334
VISC. (CP) A T SAL.	1.296	0.749
NUMERO DE PASOS		4.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.75	3.24
CAIDA DE PRESION (PSI)	4.7	5.5
COEF. INDIVIDUALES	204.9	145.5
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		68.9 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS	537.	OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT
PASO	1.000 TR	
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	1.	ID. 32.7
NUMERO DE BAFLES	10.	TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 18.50 IN.
ESPESOR	0.315	

211E5 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	REFTUR	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	716626.	816893.
GRAV. ESP. A 60°F	0.7950	0.8610
VISC. (CS)- TEMP. (F)	1.70 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	1.38 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	415.	275.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.6270	0.7763
VISC. (CP) A T ENT.	0.299	1.325
TEMP. SALIDA (F)	355.	335.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.6585	0.7539
VISC. (CP) A T SAL.	0.364	0.899
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.74	5.43
CAIDA DE PRESION (PSI)	12.5	22.9
COEF. INDIVIDUALES	245.5	188.2
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00100	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		82.3 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 940. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 3. ID 40.4		
NUMERO DE BAFLES 10. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 17.32 IN.		
ESPESOR 0.394		

211E6 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	AGO
FLUJO (LB/HR)	816893.	29026.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.8530
VISC. (CS)- TEMP. (F)	11.79 - 100.	15.43 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	7.22 - 130.	9.12 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	335.	604.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7539	0.6223
VISC. (CP) A T ENT.	0.899	0.314
TEMP. SALIDA (F)	350.	375.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7481	0.7278
VISC. (CP) A T SAL.	0.827	0.796
NUMERO DE PASOS		6.
VELOCIDAD (FT/SEG)	3.05	2.09
CAIDA DE PRESION (PSI)	4.0	3.5
COEF. INDIVIDUALES	241.5	107.0
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		61.5 (4 ITER.)
NUMERO DE TUBOS	290.	OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT
PASO	1.000 TR	
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	1.	ID 26.6
NUMERO DE BAFLES	10.	TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 18.58 IN.
ESPESOR	0.236	

211E7 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	DIESEL
FLUJO (LB/HR)	816893.	130922.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.8400
VISC. (CS)- TEMP. (F)	11.79 - 100.	6.91 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	7.22 - 130.	4.55 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	350.	560.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7481	0.6223
VISC. (CP) A T ENT.	0.827	0.284
TEMP. SALIDA (F)	369.	405.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7407	0.6974
VISC. (CP) A T SAL.	0.747	0.497
NUMERO DE PASOS		6.
VELOCIDAD (FT/SEG)	3.20	3.12
CAIDA DE PRESION (PSI)	8.3	6.5
COEF. INDIVIDUALES	234.5	171.6
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		77.8 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 901. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 1. ID 41.2		
NUMERO DE BAFLES 12. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 13.70 IN.		
ESPESOR 0.236		

211E8 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	REFDIE	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	491813.	816893.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8360	0.8610
VISC. (CS) - TEMP. (F)	6.91 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	4.55 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	520.	369.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.6366	0.7407
VISC. (CP) A T ENT.	0.320	0.747
TEMP. SALIDA (F)	425.	450.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.6827	0.7078
VISC. (CP) A T SAL.	0.454	0.515
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	1.56	6.26
CAIDA DE PRESION (PSI)	2.4	17.0
COEF. INDIVIDUALES	182.0	265.4
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00100	00.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		83.1 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS	860.	OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT
PASO	1.000 TR	
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	2.	ID 37.9
NUMERO DE BAFLES	8.	TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 22.20 IN.
ESPESOR	0.394	

211E9 UDP II RELAPA 65 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRURE	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	473379.	816983.
GRAV. ESP. A 60°F	0.9410	0.8610
VISC. (CS) - TEMP. (F)	385.00 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	338.00 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	648.	450.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7539	0.7078
VISC. (CP) A T ENT.	63.426	0.515
TEMP. SALIDA (F)	530.	500.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7935	0.6862
VISC. (CP) A T SAL.	84.251	0.424
NUMERO DE PASOS	.	2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.46	5.68
CAIDA DE PRESION (PSI)	59.7	19.6
COEF. INDIVIDUALES	67.0	274.4
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00400	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		41.1 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS	986.	OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT
PASO	1.000 TR	
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	3.	ID 40.8
NUMERO DE BAFLES	16.	TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 10.71 IN.
ESPESOR	0.236	

211E1 UDP II RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	TURBO
FLUJO (LB/HR)	942569.	105192.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.7950
VISC. (CS) - TEMP. (F)	11.79 - 100.	1.70 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	7.22 - 130.	1.38 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	72.	417.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.8466	0.6259
VISC. (CP) A T ENT.	17.638	0.297
TEMP. SALIDA (F)	122.	128.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.8300	0.7601
VISC. (CP) A T SAL.	6.762	1.065
NUMERO DE PASOS		6.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.63	2.68
CAIDA DE PRESION (PSI)	7.2	5.7
COEF. INDIVIDUALES	136.9	129.1
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		56.1 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 794. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 1. ID 38.9		
NUMERO DE BAFLES 10. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 18.03 IN.		
ESPESOR 0.315		

211E3 UDP II RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRURE	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	504668.	942569.
GRAV. ESP. A 60°F	0.9410	0.8610
VISC. (CS) - TEMP. (F)	385.00 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	338.00 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	422.	185.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.8273	0.8085
VISC. (CP) A T ENT.	112.114	2.944
TEMP. SALIDA (F)	290.	265.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.8663	0.7800
VISC. (CP) A T SAL.	167.219	1.426
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.02	5.75
CAIDA DE PRESION (PSI)	57.3	30.1
COEF. INDIVIDUALES	54.9	146.2
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00400	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		32.4 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 986. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 3. ID 40.7		
NUMERO DE BAFLES 14. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 12.99 IN.		
ESPESOR 0.394		

211E4 UDP II RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	DIESEL
FLUJO (LB/HR)	942569.	151064.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.8400
VISC. (CS) - TEMP. (F)	11.79 - 100.	6.91 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	7.22 - 130.	4.55 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	265.	395.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7800	0.7018
VISC. (CP) A T ENT.	1.426	0.519
TEMP. SALIDA (F)	278.	320.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7752	0.7334
VISC. (CP) A T SAL.	1.296	0.749
NUMERO DE PASOS		4.
VELOCIDAD (FT/SEG)	3.17	3.74
CAIDA DE PRESION (PSI)	6.1	7.0
COEF. INDIVIDUALES	221.6	163.8
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		74.7 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 537. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 1. ID 32.7		
NUMERO DE BAFLES 10. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 18.50 IN.		
ESPESOR 0.315		

211E5 UDP II RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	REFTUR	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	826877.	942569.
GRAV. ESP. A 60°F	0.7950	0.8610
VISC. (CS)- TEMP. (F)	1.70 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	1.38 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	415.	275.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.6270	0.7763
VISC. (CP) A T ENT.	0.299	1.325
TEMP. SALIDA (F)	355.	335.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.6585	0.7539
VISC. (CP) A T SAL.	0.364	0.899
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	3.17	6.26
CAIDA DE PRESION (PSI)	16.3	29.6
COEF. INDIVIDUALES	265.4	211.7
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00100	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		88.8 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 940. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 3. ID 40.4		
NUMERO DE BAFLES 10. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 17.32 IN.		
ESPESOR 0.394		

211E6 UDP II RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	AGO
FLUJO (LB/HR)	942569.	33492.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.8530
VISC. (CS) - TEMP. (F)	11.79 - 100.	15.43 - 100.
VISC. (CS) - TEMP. (F)	7.22 - 130.	9.12 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	335.	604.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7539	0.6223
VISC. (CP) A T ENT.	0.899	0.314
TEMP. SALIDA (F)	350.	375.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7481	0.7278
VISC. (CP) A T SAL.	0.827	0.796
NUMERO DE PASOS		6.
VELOCIDAD (FT/SEG)	3.52	2.41
CAIDA DE PRESION (PSI)	5.2	4.5
COEF. INDIVIDUALES	261.2	120.5
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		67.2 (4 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 290. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 1. ID 26.6		
NUMERO DE BAFLES 10. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 18.58 IN.		
ESPESOR 0.236		

211E7 UDP II RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRUDO	DIESEL
FLUJO (LB/HR)	942569.	151064.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8610	0.8400
VISC. (CS)- TEMP. (F)	11.79 - 100.	6.91 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	7.22 - 130.	4.55 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	350.	560.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7481	0.6223
VISC. (CP) A T ENT.	0.827	0.284
TEMP. SALIDA (F)	369.	405.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7407	0.6974
VISC. (CP) A T SAL.	0.747	0.497
NUMERO DE PASOS		6.
VELOCIDAD (FT/SEG)	3.69	3.60
CAIDA DE PRESION (PSI)	10.8	8.3
COEF. INDIVIDUALES	253.6	193.2
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00150	0.00100
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		84.1 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 901. OD. 0.750 ID. 0.584 LONG. 20. FT		
PASO 1.000 TR		
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 1. ID 41.2		
NUMERO DE BAFLES 12. TIPO VERTICAL ESPACIADOS A 13.70 IN.		
ESPESOR 0.236		

211E8 UDP 19 RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	REFDIE	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	567477.	942569.
GRAV. ESP. A 60°F	0.8360	0.8610
VISC. (CS)- TEMP. (F)	6.91 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	4.55 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	520.	369.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.6366	0.7407
VISC. (CP) A T ENT.	0.320	0.747
TEMP. SALIDA (F)	425.	450.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.6827	0.7078
VISC. (CP) A T SAL.	0.454	0.515
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	1.81	7.22
CAIDA DE PRESION (PSI)	3.1	21.9
COEF. INDIVIDUALES	196.8	298.5
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00100	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		89.3 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 860.	OD. 0.750	ID. 0.584
PASO 1.000 TR		LONG. 20. FT
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS	2.	ID 37.9
NUMERO DE BAFLES	8.	TIPO VERTICAL
ESPESOR 0.394		ESPACIADOS A 22.20 IN.

211E9 UDP 19 RELAPA 75 MBPD

	CASCO	TUBOS
FLUIDO	CRURE	CRUDO
FLUJO (LB/HR)	504668.	942569.
GRAV. ESP. A 60°F	0.9410	0.8610
VISC. (CS)- TEMP. (F)	385.00 - 100.	11.79 - 100.
VISC. (CS)- TEMP. (F)	338.00 - 130.	7.22 - 130.
TEMP. ENTRADA (F)	648.	450.
GRAV. ESP. A T ENT.	0.7539	0.7078
VISC. (CP) A T ENT.	63.426	0.515
TEMP. SALIDA (F)	530.	500.
GRAV. ESP. A T SAL.	0.7935	0.6862
VISC. (CP) A T SAL.	84.251	0.424
NUMERO DE PASOS		2.
VELOCIDAD (FT/SEG)	2.63	6.55
CAIDA DE PRESION (PSI)	66.1	25.3
COEF. INDIVIDUALES	69.4	308.6
COEF. ENSUCIAMIENTO	0.00400	0.00150
COEF. PARED DE TUBO		0.000266
COEF. GLOBAL DE TRANSFERENCIA		42.7 (3 ITER.)
NUMERO DE TUBOS 986.	OD. 0.750	ID. 0.584
PASO 1.000 TR		LONG. 20. FT
TUBOS DE ACERO AL CARBONO		
NUMERO DE CASCOS 3.	ID 40.8	
NUMERO DE BAFLES 16.	TIPO VERTICAL	ESPACIADOS A 10.71 IN.
ESPESOR 0.236		

APENDICE C

METODOS USADOS PARA EL CALCULO DE LOS DIAGRAMAS
DE FASE, CURVAS A.S.T.M. Y E.F.V.

TABLAS

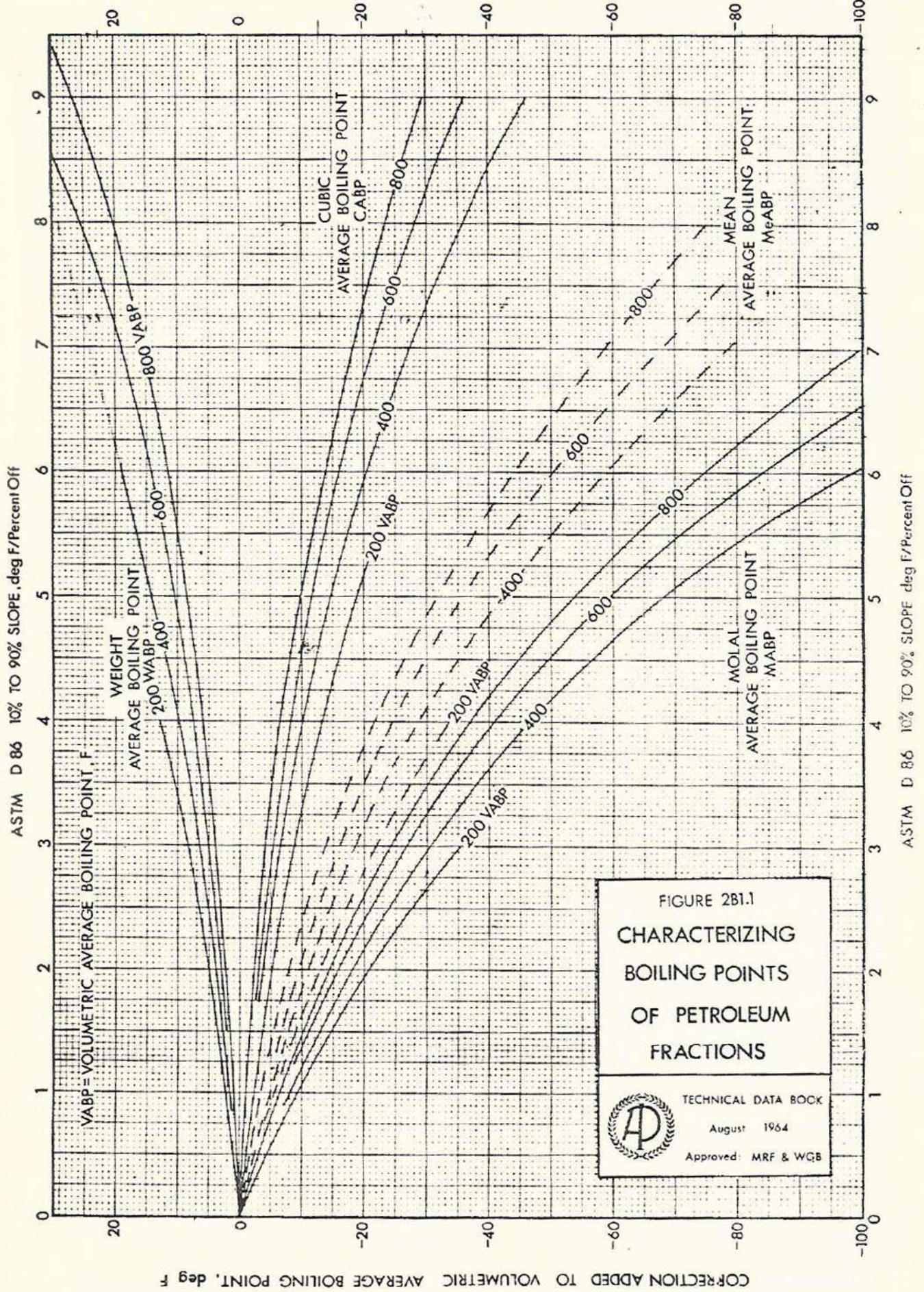


FIGURE 2B1.1
 CHARACTERIZING
 BOILING POINTS
 OF PETROLEUM
 FRACTIONS

TECHNICAL DATA BOOK
 August 1964
 Approved: MRF & WGB

COMENTARIOS SOBRE LA FIG. 2B1.1

OBJETIVO

Los diferentes puntos de ebullición promedio, los cuales son usados para caracterizar las fracciones de petróleo, están correlacionados en la figura 2B1.1 con las propiedades de la destilación ASTM D86 de la fracción. Si estos puntos de ebullición son requeridos para mezclas (o porciones de una mezcla) para lo cual la composición es conocida, usar las ecuaciones de definición (2-0.3) hasta (2-0.7) da das en la introducción.

EXACTITUD O CONFIABILIDAD

Es desconocida.

NOTACION

La VABP de una fracción de petróleo es el promedio pondera do de las temperaturas de destilación ASTM D86 después que el 10, 30, 50, 70 y 90 por ciento en volumen han sido destilados, $(T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90})/5$.

La pendiente es calculada asumiendo una curva de destilación ASTM D86 lineal entre los Puntos 10 y 90 por ciento $(T_{90} - T_{10}/90 - 10)$ en °F por ciento destilado.

Las relaciones entre los diferentes puntos de ebullición

promedio dados en la Fig. 2B1.1 para las fracciones de petróleo son análogas a aquellas definidas por las ecuaciones (2-0.3) hasta (2-0.7) para mezclas de hidrocarburos identificables.

COMENTARIO ESPECIAL

Para las temperaturas de destilación ASTM D86 por encima de 475°F., usar la siguiente corrección para el craqueo:

$$\log D = - 1.587 + 0.00473T \quad (2.B1.1-1)$$

Donde:

D = Corrección para ser adicionado a T, en °F.

T = Temperatura de destilación observada, en °F.

Si los datos de destilación disponibles no provienen del método ASTM D86, deben ser convertidos por los métodos del Capítulo 3 para calcular el VABP.

FUENTE BIBLIOGRAFICA

Esta figura fue desarrollada por Smith y Watson, Ind. Eng. Chem. 29-1408 (1937); copiada en 1937 por la Sociedad Química Americana, Washington D.C. La ecuación (2B1.1-1) fue dada por S.T. Hadden, Compañía de Desarrollo e Investigación Gulf, Pittsburgh, Pa, comunicación privada (1964).

EJEMPLO

Determinar el MABP, WABP, CABP y MeABP de una fracción de petróleo teniendo las siguientes propiedades de destilación ASTM D86.

Destilación, por ciento en volumen	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	149	230	282	325	371

$$VABP = \frac{149 + 230 + 282 + 325 + 371}{5} = 271^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Pendiente} = \frac{371 - 149}{80} = 2,78 \frac{^{\circ}\text{F}}{\% \text{ Destilado}}$$

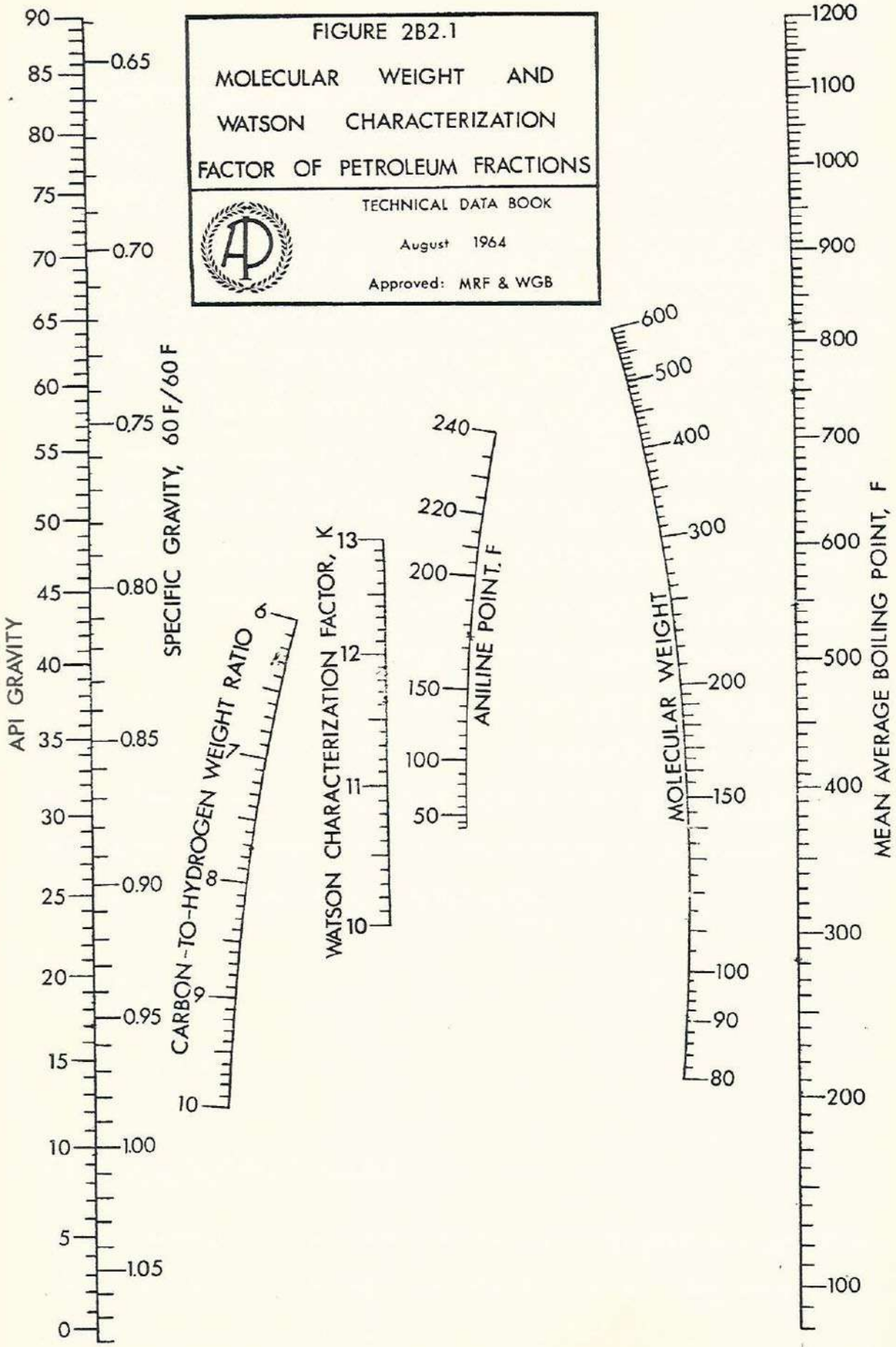
Usando la figura 2B1.1, los puntos de ebullición son calculados del VABP.

$$MABP = 271 - 30 = 241^{\circ}\text{F}$$

$$CABP = 271 - 7 = 264^{\circ}\text{F}$$

$$WABP = 271 + 7 = 278^{\circ}\text{F}$$

$$\text{MeABP} = 271 - 19 = 252^{\circ}\text{F}$$



COMENTARIOS SOBRE LA FIG. 2B2.1

OBJETIVO

El objetivo primario de la fig. 2B2.1 es determinar el factor de caracterización Watson, K, o el peso molecular de una fracción de las pruebas de inspección normal, tales como la destilación ASTM y gravedad específica. La destilación ASTM primero se usa (en la fig. 2B1.1) para determinar el MeABP; la fig. 2B2.2 es útil para stocks de alta ebullición, para las cuales es difícil obtener una destilación de inspección. Las viscosidades quizás sean usadas (en la fig. 2B2.2) para determinar el peso molecular el cual, con la gravedad específica determinarán el factor Watson K en esta figura; un fin secundario para esta figura es determinar el factor Watson K y el peso molecular de una fracción cuando el punto de anilina es conocido en vez de la destilación ASTM o viscosidad.

LIMITACIONES

No extrapolar.

EXACTITUD O CONFIABILIDAD

Las escalas de la gravedad específica, Watson K y MeABP están construidas como una representación directa de la definición de la ecuación para el factor Watson K, ecuación

(2-0.8); estas escalas son confiables excepto cuando los extremos de estas 3 escalas son conectados, donde ocurre una ligera distorsión. Usando las escalas de gravedad específica y el factor Watson K para determinar el peso molecular, éstos reproducen valores experimentales con un error promedio del 2%. Empezando con las mismas escalas, los puntos de anilina son reproducidos dentro de un promedio de 8°F. La confiabilidad de la relación peso de hidrógeno a carbono es desconocida.

FUENTE BIBLIOGRAFICA

Esta figura es recopilada de Winn. PETROL. REFINER 36 (2) 157 (1957). Reproducida en 1957 por la Gulf Publishing Company, Houston, Texas.

EJEMPLO

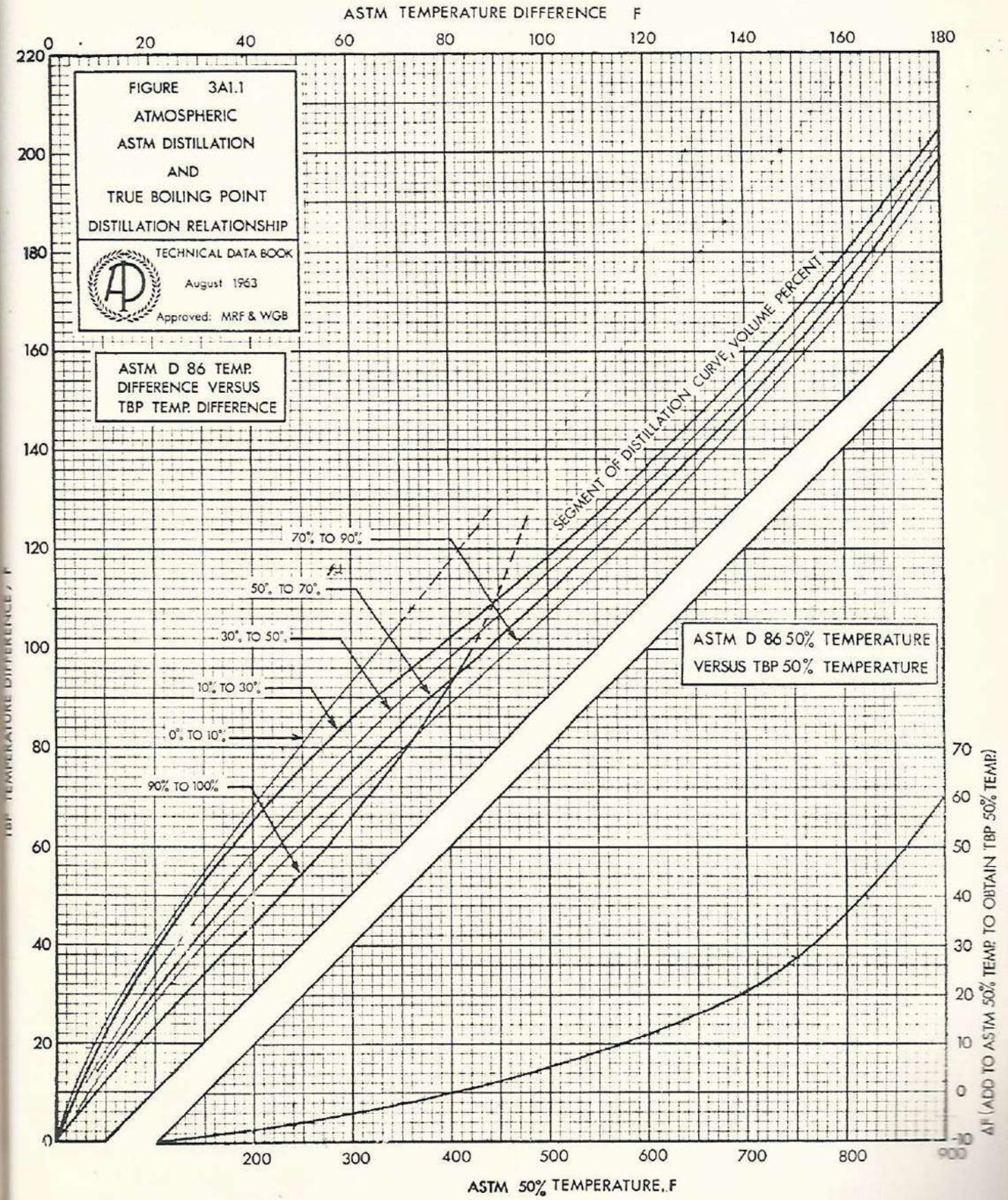
Determinar el factor de caracterización Watson y el peso molecular de una fracción de petróleo teniendo una gravedad específica (60/60°F) de 0.7495 y la siguientes propiedades de destilación ASTM D86

Destilación, %V	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	149	230	282	325	371

De la fig. 2B1.1, el MeABP es 252°F. Conectando este punto con la escala de gravedad específica, el peso molecular

y el factor Watson K se halla que son 113 y 11.9 respectivamente.

Un valor experimental para el peso molecular es de 111.



COMENTARIOS SOBRE LA FIG. 3A1.1

OBJETIVO

Este par de cartas interconvierte los datos de destilación ASTM D86 y TBP atmosférica.

LIMITACIONES

Ocasionales severos errores quizás surjan del uso de esta carta.

EXACTITUD O CONFIABILIDAD

Los datos de destilación ASTM D 86 pueden ser convertidos directamente a datos de destilación TBP. Sin embargo, la conversión TBP a ASTM involucra un procedimiento iterativo por aproximaciones sucesivas.

Para las temperaturas ASTM D 86 por encima de 475, usar la siguiente corrección para craqueo:

$$\log D = -1.587 + 0.00473 T \quad (3A1.1-1)$$

Donde:

D : Corrección a ser adicionada a T, en °F

T : Temperatura de destilación observada, en °F

FUENTE LITERARIA

Adaptada por Edmister y Pollack, Chem. Eng. Progr. 44 905 (1948). La ecuación (3A1.1-1) fue dada por S.T. Hadden,

Gulf Research and Development Company, Pittsburgh, Pa.,
Private Communication (1964).

EJEMPLO

Estimar la curva de destilación TBP atmosférica de una fracción de petróleo que tiene las siguientes temperaturas de destilación ASTM D 86

Destilación, %V	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	400	420	438	460	485

Primero, corregir las temperaturas de destilación ASTM D 86 por encima de 475°F para el craqueo usando la ecuación (3A1.1-1). Para el punto 485°F a 90% de destilado, $\log D = -1.587 + (0.00473)(485) = 0.707$ ó $D = 5^\circ\text{F}$. La temperatura 90% corregida es $485^\circ\text{F} + 5^\circ\text{F} = 490^\circ\text{F}$.

Luego, encontrar la temperatura 50% TBP atmosférica. De la carta inferior, a la temperatura 50 por ciento ASTM de 438°F, ΔF es $+2 = ^\circ\text{F}$. Entonces la temperatura 50 por ciento TBP es $438 + 2^\circ\text{F} = 440^\circ\text{F}$.

De la carta superior hallar las diferencias de temperatura para cada segmento de la curva TBP

Segmento de Curva, %V	10-30	30-50	50-70	70-90
Diferencia de Temperatura ASTM (°F)	20	18	22	30
Diferencia de Temperatura TBP (fig. 3A1.1)	39	31	33	40

Las correspondientes temperaturas TBP para una temperatura 50 por ciento de 440°F son:

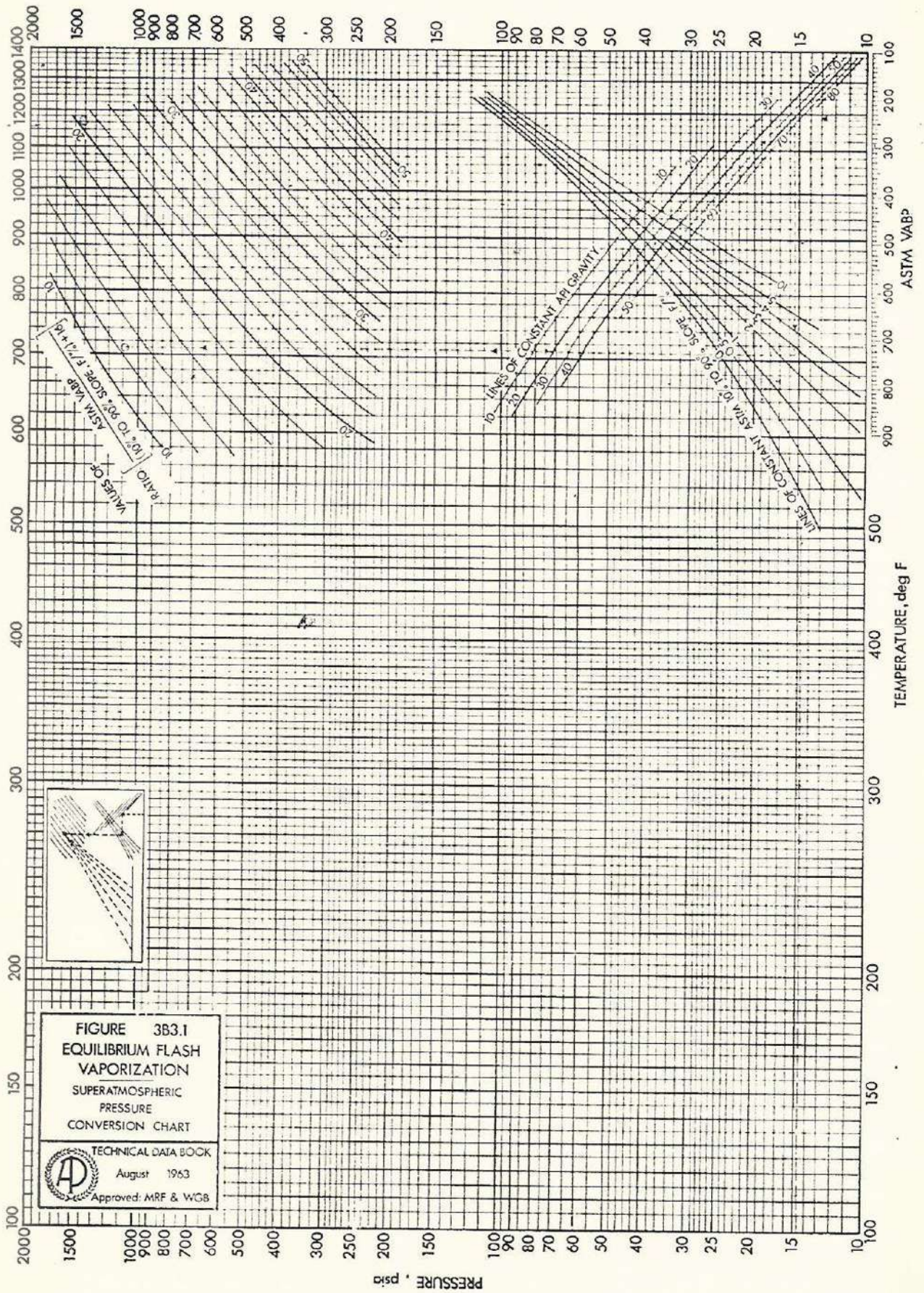
Temperatura 30 por ciento : $440-31 = 409^{\circ}\text{F}$

Temperatura 10 por ciento : $409-39 = 370^{\circ}\text{F}$

Temperatura 70 por ciento : $440+33 = 473^{\circ}\text{F}$

Temperatura 90 por ciento : $473+40 = 513^{\circ}\text{F}$

Los ejemplos que envuelven la predicción de las curvas ASTM atmosféricas de las curvas TBP atmosféricas son resueltas análogamente, excepto que la temperatura 50 por ciento ASTM debe ser determinada por un procedimiento de a aproximaciones sucesivas.



COMENTARIOS SOBRE LA FIGURA 3B3.1

OBJETIVO

Esta figura tiene que ser usada para determinar los datos EFV superatmosférico de los correspondientes datos EFV a presión atmosférica.

LIMITACIONES

La carta de construcción, fig. 3B3.1, solamente puede ser empleada debajo de la temperatura crítica. El punto debe ser determinado antes que algún valor sea tomado de la figura. El punto focal no da una indicación de la localización del punto crítico. No usar esta figura para presiones debajo de 1 atmósfera.

Ocasionales severos errores quizás surjan del uso de la carta.

EXACTITUD O CONFIABILIDAD

Las diferencias entre las temperaturas real y estimada en los puntos 10-, 30-, 50-, 70- y 90- por ciento depende del tipo de datos empleados. Si son usadas curvas EFV atmosféricas experimentales, las desviaciones de temperaturas están dentro de 20°F. Las curvas EFV calculadas de métodos empíricos predicen datos de fase dentro de 25°F. Estos errores no se aplican dentro de la región crítica, donde

las figuras no son confiables.

Los datos de las siguientes fuentes literarias fueron usadas para evaluar la carta: 23, 24.

COMENTARIO ESPECIAL

Los datos de destilación a presión atmosférica son necesarios para estimar el punto focal de la fracción. Este punto está a una condición de presión y temperatura donde todas las líneas de vaporizado en por ciento en volumen constante se intersectan. La curva EFV atmosférica es necesaria para determinar el punto inicial de cada línea de vaporizado en por ciento en volumen constante.

FUENTE LITERARIA

Adaptada de Edmister y Okamoto, *Petrol Refiner* 38 (8) 117 (1959). Reproducido en 1959 por la Gulf Publishing Company, Houston, Tex.

EJEMPLO

Construir un diagrama para una gasolina estabilizada, cuya gravedad es 61,6, para la cual los siguientes datos de destilación ASTM D86 son conocidos. Los datos EFV experimentales no son disponibles.

Destilación, %V	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	117	186	239	287	342

Primero, estimar la curva EFV atmosférica usando la fig. 3B1.1 y 3B1.2:

Vaporización, %V	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	124	169	199	224	252

Luego, calcular la pendiente 10 - 90 por ciento ASTM y el VABP

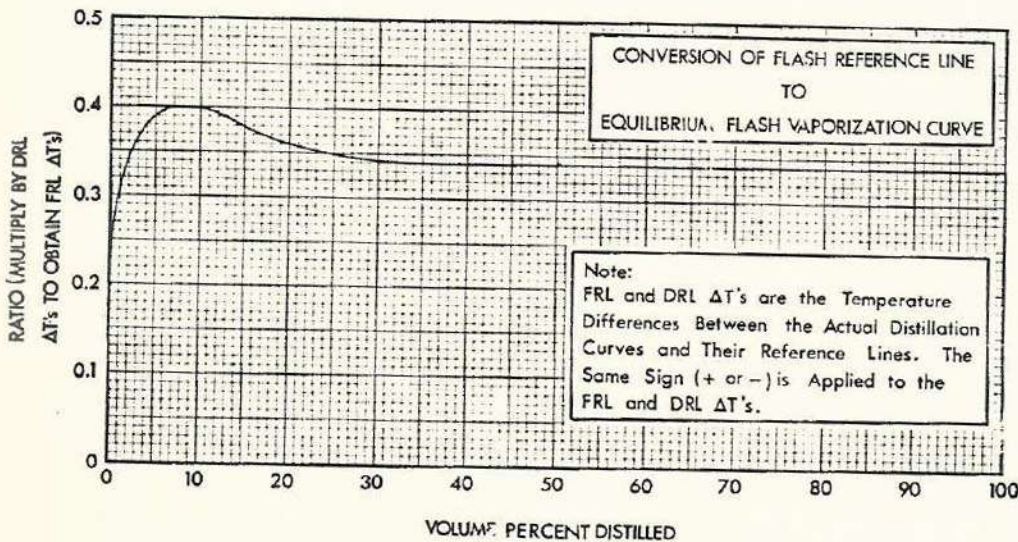
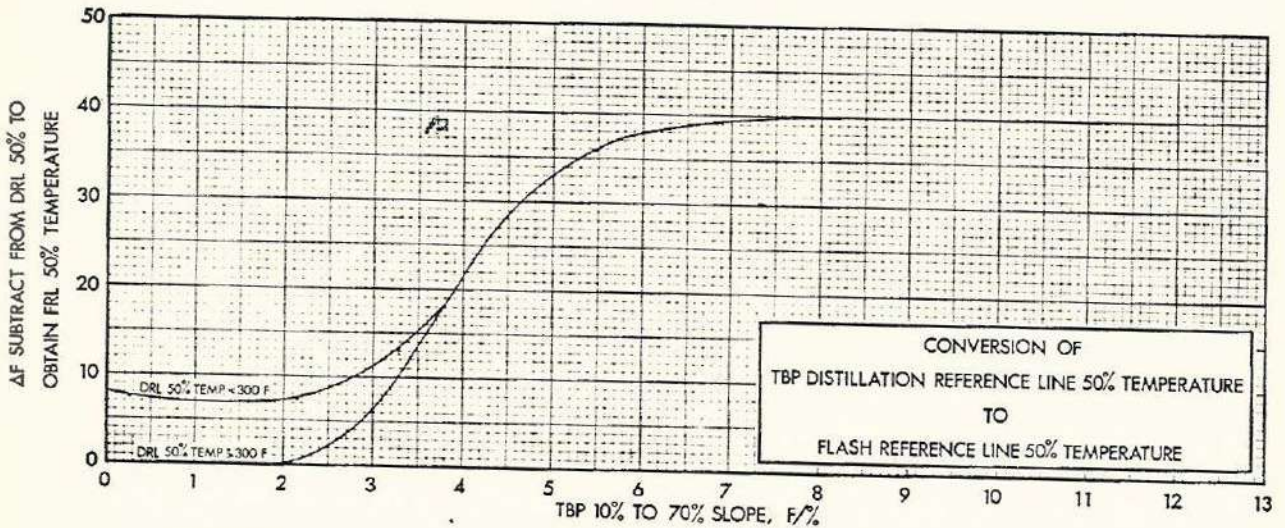
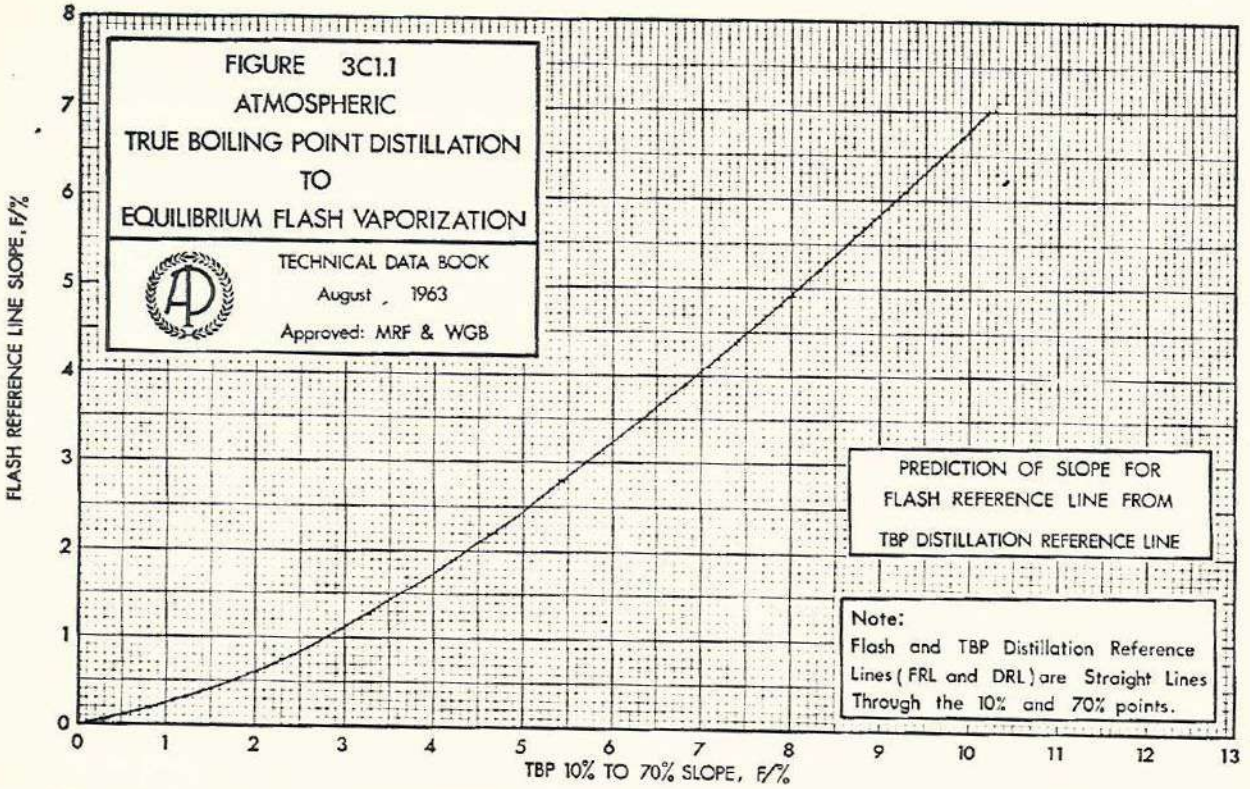
$$\text{Pendiente ASTM} = (342-117)/(90-10) = 2.8$$

$$\text{VABP ASTM} = (117 + 186 + 239 + 287 + 342)/5 = 234^\circ\text{F}$$

Calcular el valor de la relación:

$$(\text{ASTM})/((\text{Pendiente } 10-90\%) + 16) = (234)/(2.8+16) = 12.4$$

El punto focal es localizado como se ilustra mediante las líneas punteadas y flechas sobre la figura 3B3.1. Finalmente, plotear las temperaturas EFV atmosféricas a lo largo de la línea punteada a 14,7 psia y dibujar líneas rectas conectando los puntos de las temperaturas EFV atmosféricas y el punto focal. Esto completa la construcción del diagrama de fase. Cada una de estas líneas representa un vaporizado en por ciento de volumen constante, y las temperaturas EFV pueden ser leídas para diferentes presiones.



COMENTARIOS SOBRE LA FIG. 3C1.1

OBJETIVO

Estas tres cartas tienen que ser usadas para estimar las curvas EFV atmosféricas de los datos de destilación TBP at mosféricas.

LIMITACIONES

Ocasionales severos errores quizás surjan del uso de esta carta.

EXACTITUD O CONFIABILIDAD

Las diferencias entre las temperaturas experimentales y es timadas en los puntos 10-, 30-, 50-, 70- y 90- por ciento están dentro de los 25°F.

Los datos de las siguientes fuentes literarias fueron usados para evaluar la exactitud de la carta: 8, 21, 23, 24, 46.

COMENTARIOS ESPECIALES

La carta superior relaciona las pendientes de las líneas de referencia flash (FRL) a las pendientes de las líneas de referencia de la destilación TBP (DRL). Las temperaturas 50 por ciento FRL son estimadas de la carta intermedia. La carta inferior relaciona las temperaturas FRL a las tem

peraturas EFV a lo largo de toda la curva de destilación.

Cuando ambos datos de destilación TBP y AST D 86 son disponibles, los datos ASTM determinarán la curva EFV más exactamente (usando la fig. 3B1.1 y 3B1.2).

FUENTE LITERARIA

Adaptada de Maxwell, Data Book on Hydrocarbons, 228, D. Van Nostrand Company Inc., Princeton, N.J. (1950).

EJEMPLO

Estimar las temperaturas EFV atmosféricas en los puntos de destilado de 10-, 50- y 90- por ciento para una fracción de petróleo que tiene la siguiente curva de destilación TBP atmosférica:

Destilación, %V	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	150	200	240	275	320

Primero, encontrar la pendiente de la FRL de la carta superior

$$\text{Pendiente DRL} = (T_{70} - T_{10}) / 60 = (275 - 150) / 60 = 2.1^\circ\text{F/por ciento des.}$$

Y

$$\text{Pendiente FRL} = 0.65^\circ\text{F/por ciento destil. (de la figura)}$$

Luego, encontrar la temperatura 50% FRL de la carta intermedia:

$$\text{Temperatura 50\% DRL} = 150 + 2.1 (50 - 10) = 234^\circ\text{F}$$

Temperatura 50% FRL = $234 - 7.5 = 226.5$ (de la figura)

Los puntos de destilado de 10-, 50- y 90- por ciento son hallados ahora sobre la FRL:

Temperatura 50% FRL = 226.5°F

Temperatura 10% FRL = $226.5 - 0.65 (50-10) = 200.5^{\circ}\text{F}$

Temperatura 90% FRL = $226.5 + 0.65 (90-50) = 252.5^{\circ}\text{F}$

Las temperaturas FRL son convertidas a temperaturas EFV usando la carta inferior:

10% ratio = 0.4

50% ratio = 0.34

90% ratio = 0.34

Diferencias de temperatura DRL:

A 10% = $150 - (234 - 2.1(40)) = 150 - 150 = 0^{\circ}\text{F}$

A 50% = $240 - 234 = 6.0^{\circ}\text{F}$

A 90% = $320 - (2.1(40) + 234) = 320 - 318 = 2.0^{\circ}\text{F}$

Diferencias de temperatura FRL:

A 10% : $0 (0.4) = 0^{\circ}\text{F}$

A 50% : $6 (0.34) = 2.0^{\circ}\text{F}$

A 90% : $2 (0.34) = 0.7^{\circ}\text{F}$

Las temperaturas finales EFV son como siguen:

Temperatura 10% EFV = $200.5 + 0 = 201^{\circ}\text{F}$

Temperatura 50% EFV = $226.5 + 2 = 229^{\circ}\text{F}$

Temperatura 90% EFV = $252.5 + 0.7 = 253^{\circ}\text{F}$

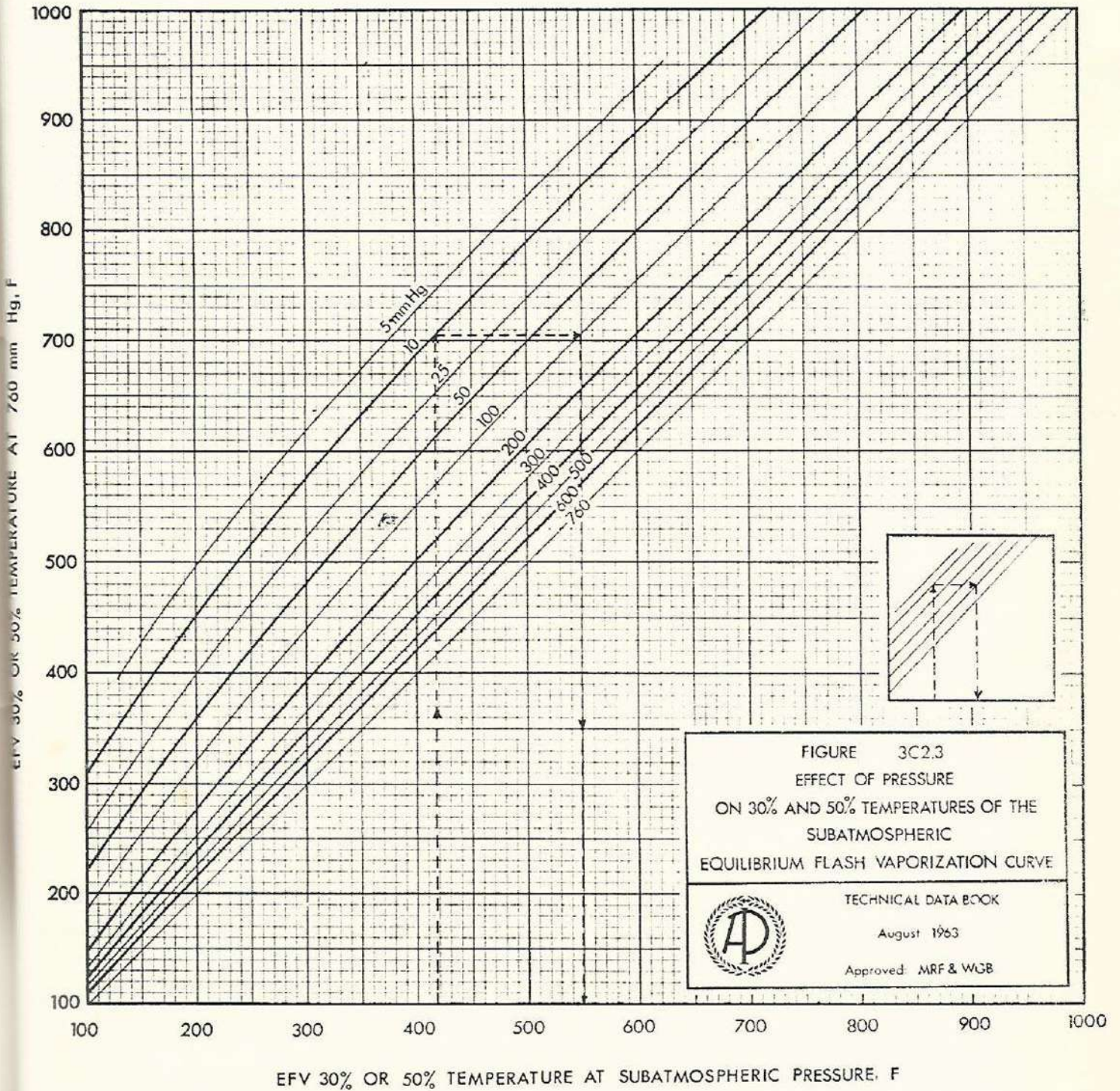


FIGURE 3C2.3
 EFFECT OF PRESSURE
 ON 30% AND 50% TEMPERATURES OF THE
 SUBATMOSPHERIC
 EQUILIBRIUM FLASH VAPORIZATION CURVE

TECHNICAL DATA BOOK
 August 1963
 Approved: MRF & WGB



COMENTARIOS SOBRE LA FIG. 3C2.3

OBJETIVO

Esta figura relaciona las temperaturas 30 y 50 por ciento de las destilaciones EFV a diferentes presiones subatmosféricas.

EXACTITUD O CONFIABILIDAD

La temperatura 50% es trasladada de una presión a otra con esta figura. La temperatura 30% quizá sea trasladada también, pero este procedimiento debe ser usado cuando la temperatura 50% no esté disponible. Para completar la estimación de la nueva curva EFV, las diferencias de temperaturas entre los segmentos de las curvas EFV son asumidas que son constantes a presiones debajo de la atmosférica.

FUENTE LITERARIA

Adaptada de Edmister y Okamoto, Petrol. Refiner 38 (9) 271 (1959); reproducido en 1959 por la Gulf Publishing Company, Houston, Tex.

EJEMPLO

Estimar la curva EFV a 100 mmHg de una fracción de petróleo que tiene los siguientes datos EFV a 10 mmHg.

Destilación, %V	10	30	50	70	90
Temperatura, °F	317	374	418	451	506

Primero trasladar la temperatura 50% EFV de 10 mmHg a 100 mmHg de la fig. 3C2.3. Como se ilustra la temperatura 50% EFV a 100 mmHg es 550°F.

Luego asumir las mismas diferencias de temperatura entre los segmentos de las curvas de 10 mmHg y 100 mmHg y calcular la curva EFV a 100 mmHg:

Segmento de Curva, %V	10-30	30-50	50-70	70-90
Diferencia de Temperatura EFV a 10 mmHg	57	44	33	55
Diferencia de Temperatura EFV a 100 mmHg	57	44	33	55

Las temperaturas EFV a 100 mmHg son computados usando los 550°F de la temperatura 50%:

$$\text{Temperatura } 30\% = 550 - 44 = 506^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperatura } 70\% = 550 + 33 = 583^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperatura } 10\% = 506 - 57 = 449^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Temperatura } 90\% = 583 + 55 = 638^{\circ}\text{F}$$

Properties of Superheated Steam*

\bar{V} = specific volume, cubic feet per pound
 h_g = total heat of steam, Btu per pound

Pressure Lbs. per Sq. In.		Sat. Temp. t		Total Temperature—Degrees Fahrenheit (t)										
Abs. P'	Gage P			350°	400°	500°	600°	700°	800°	900°	1000°	1100°	1300°	1500°
15.0	0.3	213.03	\bar{V}	31.939	33.963	37.985	41.986	45.978	49.964	53.946	57.926	61.905	69.858	77.807
			h_g	1216.2	1239.9	1287.3	1335.2	1383.8	1433.2	1483.4	1534.5	1586.5	1693.2	1803.4
20.0	5.3	227.96	\bar{V}	23.900	25.428	28.457	31.466	34.465	37.458	40.447	43.435	46.420	52.388	58.352
			h_g	1215.4	1239.2	1286.9	1334.9	1383.5	1432.9	1483.2	1534.3	1586.3	1693.1	1803.3
30.0	15.3	250.34	\bar{V}	15.859	16.892	18.929	20.945	22.951	24.952	26.949	28.943	30.936	34.918	38.896
			h_g	1213.6	1237.8	1286.0	1334.2	1383.0	1432.5	1482.8	1534.0	1586.1	1692.9	1803.2
40.0	25.3	267.25	\bar{V}	11.838	12.624	14.165	15.685	17.195	18.699	20.199	21.697	23.194	26.183	29.168
			h_g	1211.7	1236.4	1285.0	1333.6	1382.5	1432.1	1482.5	1533.7	1585.8	1692.7	1803.0
50.0	35.3	281.02	\bar{V}	9.424	10.062	11.306	12.529	13.741	14.947	16.150	17.350	18.549	20.942	23.332
			h_g	1209.9	1234.9	1284.1	1332.9	1382.0	1431.7	1482.2	1533.4	1585.6	1692.5	1802.9
60.0	45.3	292.71	\bar{V}	7.815	8.354	9.400	10.425	11.438	12.446	13.450	14.452	15.452	17.448	19.441
			h_g	1208.0	1233.5	1283.2	1332.3	1381.5	1431.3	1481.8	1533.2	1585.3	1692.4	1802.8
70.0	55.3	302.93	\bar{V}	6.664	7.133	8.039	8.922	9.793	10.659	11.522	12.382	13.240	14.952	16.661
			h_g	1206.0	1232.0	1282.2	1331.6	1381.0	1430.9	1481.5	1532.9	1585.1	1692.2	1802.6
80.0	65.3	312.04	\bar{V}	5.801	6.218	7.018	7.794	8.560	9.319	10.075	10.829	11.581	13.081	14.577
			h_g	1204.0	1230.5	1281.3	1330.9	1380.5	1430.5	1481.1	1532.6	1584.9	1692.0	1802.5
90.0	75.3	320.28	\bar{V}	5.128	5.505	6.223	6.917	7.600	8.277	8.950	9.621	10.290	11.625	12.956
			h_g	1202.0	1228.9	1280.3	1330.2	1380.0	1430.1	1480.8	1532.3	1584.6	1691.8	1802.4
100.0	85.3	327.82	\bar{V}	4.590	4.935	5.588	6.216	6.833	7.443	8.050	8.655	9.258	10.460	11.659
			h_g	1199.9	1227.4	1279.3	1329.6	1379.5	1429.7	1480.4	1532.0	1584.4	1691.6	1802.2
120.0	105.3	341.27	\bar{V}	3.7815	4.0786	4.6341	5.1637	5.6813	6.1928	6.7006	7.2060	7.7096	8.7130	9.7130
			h_g	1195.6	1224.1	1277.4	1328.2	1378.4	1428.8	1479.8	1531.4	1583.9	1691.3	1802.0
140.0	125.3	353.04	\bar{V}	...	3.4661	3.9526	4.4119	4.8588	5.2995	5.7364	6.1709	6.6036	7.4652	8.3233
			h_g	...	1220.8	1275.3	1326.8	1377.4	1428.0	1479.1	1530.8	1583.4	1690.9	1801.7
160.0	145.3	363.55	\bar{V}	...	3.0060	3.4413	3.8480	4.2420	4.6295	5.0132	5.3945	5.7741	6.5293	7.2811
			h_g	...	1217.4	1273.3	1325.4	1376.4	1427.2	1478.4	1530.3	1582.9	1690.5	1801.4
180.0	165.3	373.08	\bar{V}	...	2.6474	3.0433	3.4093	3.7621	4.1084	4.4508	4.7907	5.1289	5.8014	6.4704
			h_g	...	1213.8	1271.2	1324.0	1375.3	1426.3	1477.7	1529.7	1582.4	1690.2	1801.2
200.0	185.3	381.80	\bar{V}	...	2.3598	2.7247	3.0583	3.3783	3.6915	4.0008	4.3077	4.6128	5.2191	5.8219
			h_g	...	1210.1	1269.0	1322.6	1374.3	1425.5	1477.0	1529.1	1581.9	1689.8	1800.9
220.0	205.3	389.88	\bar{V}	...	2.1240	2.4638	2.7710	3.0642	3.3504	3.6327	3.9125	4.1905	4.7426	5.2913
			h_g	...	1206.3	1266.9	1321.2	1373.2	1424.7	1476.3	1528.5	1581.4	1689.4	1800.6
240.0	225.3	397.39	\bar{V}	...	1.9268	2.2462	2.5316	2.8024	3.0661	3.3259	3.5831	3.8385	4.3456	4.8492
			h_g	...	1202.4	1264.6	1319.7	1372.1	1423.8	1475.6	1527.9	1580.9	1689.1	1800.4
260.0	245.3	404.44	\bar{V}	2.0619	2.3289	2.5808	2.8256	3.0663	3.3044	3.5408	4.0097	4.4750
			h_g	1262.4	1318.2	1371.1	1423.0	1474.9	1527.3	1580.4	1688.7	1800.1
280.0	265.3	411.07	\bar{V}	1.9037	2.1551	2.3909	2.6194	2.8437	3.0655	3.2855	3.7217	4.1543
			h_g	1260.0	1316.8	1370.0	1422.1	1474.2	1526.8	1579.9	1688.4	1799.8
300.0	285.3	417.35	\bar{V}	1.7665	2.0044	2.2263	2.4407	2.6509	2.8585	3.0643	3.4721	3.8764
			h_g	1257.7	1315.2	1368.9	1421.3	1473.6	1526.2	1579.4	1688.0	1799.6
320.0	305.3	423.31	\bar{V}	1.6462	1.8725	2.0823	2.2843	2.4821	2.6774	2.8708	3.2538	3.6332
			h_g	1255.2	1313.7	1367.8	1420.5	1472.9	1525.6	1578.9	1687.6	1799.3
340.0	325.3	428.99	\bar{V}	1.5399	1.7561	1.9552	2.1463	2.3333	2.5175	2.7000	3.0611	3.4186
			h_g	1252.8	1312.2	1366.7	1419.6	1472.2	1525.0	1578.4	1687.3	1799.0
360.0	345.3	434.41	\bar{V}	1.4454	1.6525	1.8421	2.0237	2.2009	2.3755	2.5482	2.8898	3.2279
			h_g	1250.3	1310.6	1365.6	1418.7	1471.5	1524.4	1577.9	1686.9	1798.8

*Abstracted from ASME Steam Tables (1967) with permission of the publisher, the American Society of Mechanical Engineers, 345 East 47th Street, New York, N.Y. 10017.

(continued on the next page)

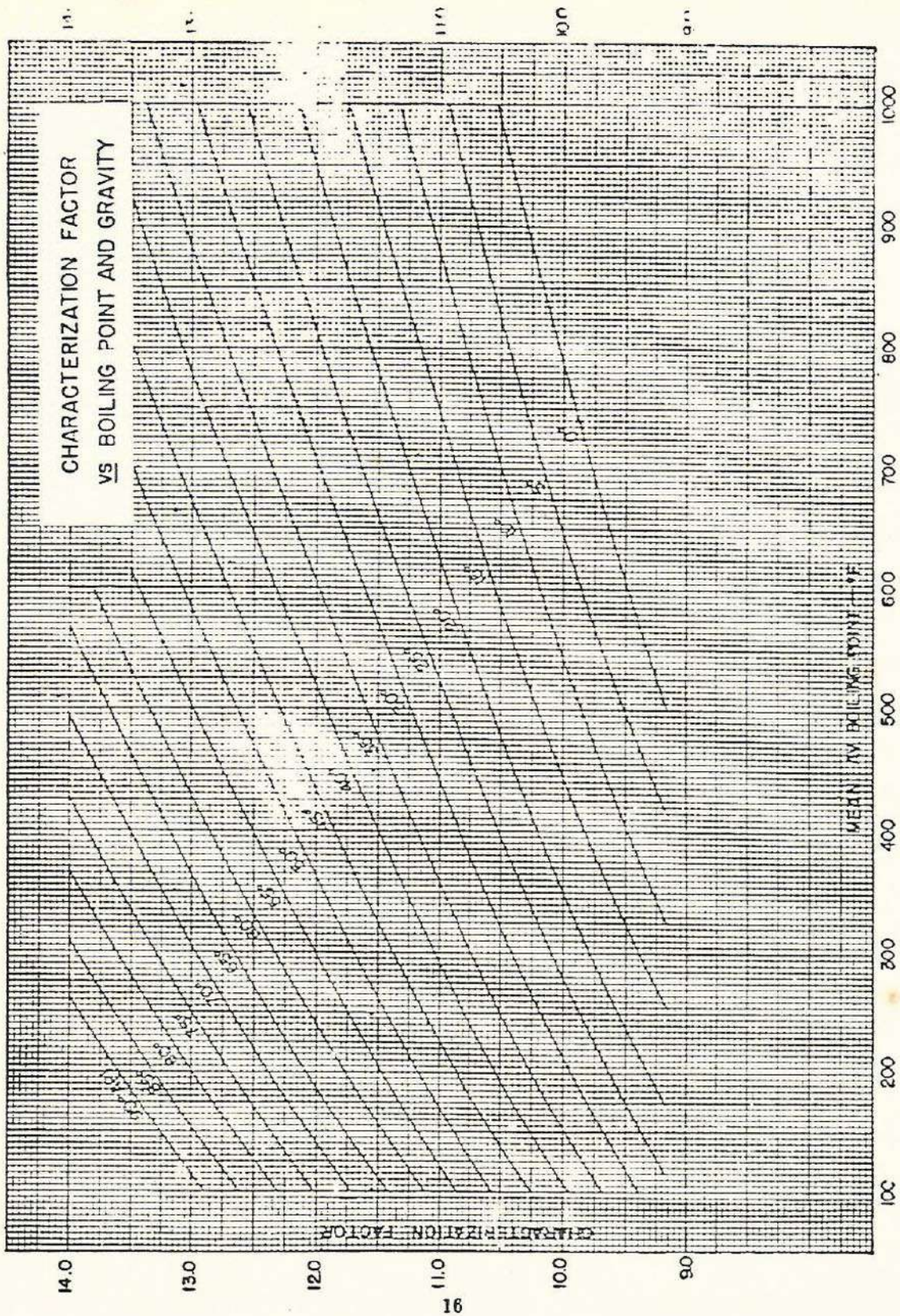
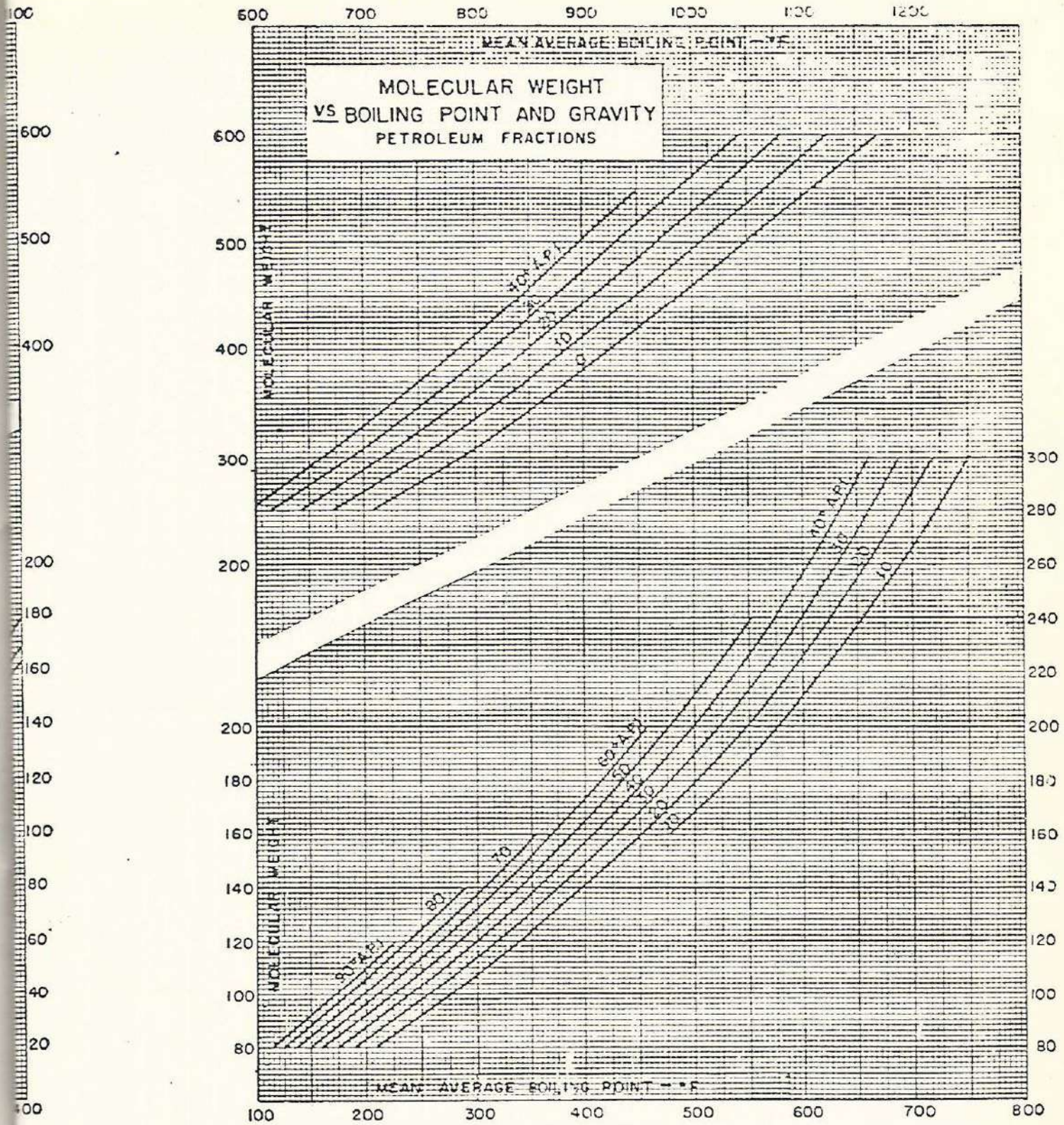


fig. 3D.1.1



21
fig. 3D1.2

Friction Loss for Viscous Liquids

10 inch (10.02" inside dia) New steel pipe;
Loss in ft of liquid per 1000 ft of pipe

Flow		Kinematic viscosity — centistokes																																																																																																																									
		Approx SSU viscosity																																																																																																																									
		6	1.1	2.1	2.7	4.3	7.4	10.3	13.1	15.7	20.6	31.5	35	40	50	60	70	80	100																																																																																																								
U S gal per min	Bbl per hr (42 gal)	83	127	138	153	160	178	200	216	230	240	259	286	300	329	353	379	412	449	489	542	570	613	650	736	783	810	863	103	119	137	157	178	200	229	243	255	270	280	295	318	321	325	337	348	357	367	378	387	403	422	439	447	454	476	492	511	524	542	549	568	585	611	628	649	673	701	719	737	763																																																					
400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3500	4000	4500	5000	5500	6000	6500	7000	7500	8000	8500	9000	9500	10000	11000	12000	13000	14000	15000	16000	17000	18000	19000	20000	21000	22000	23000	24000	25000	26000	27000	28000	29000	30000	31000	32000	33000	34000	35000	36000	37000	38000	39000	40000	41000	42000	43000	44000	45000	46000	47000	48000	49000	50000	51000	52000	53000	54000	55000	56000	57000	58000	59000	60000	61000	62000	63000	64000	65000	66000	67000	68000	69000	70000	71000	72000	73000	74000	75000	76000	77000	78000	79000	80000	81000	82000	83000	84000	85000	86000	87000	88000	89000	90000	91000	92000	93000	94000	95000	96000	97000	98000	99000	100000

For this pipe size $V = 0.00407 \times \text{cpm. ft.} = 2.569 \times 10^{-4} \times \text{cpm.}^2$

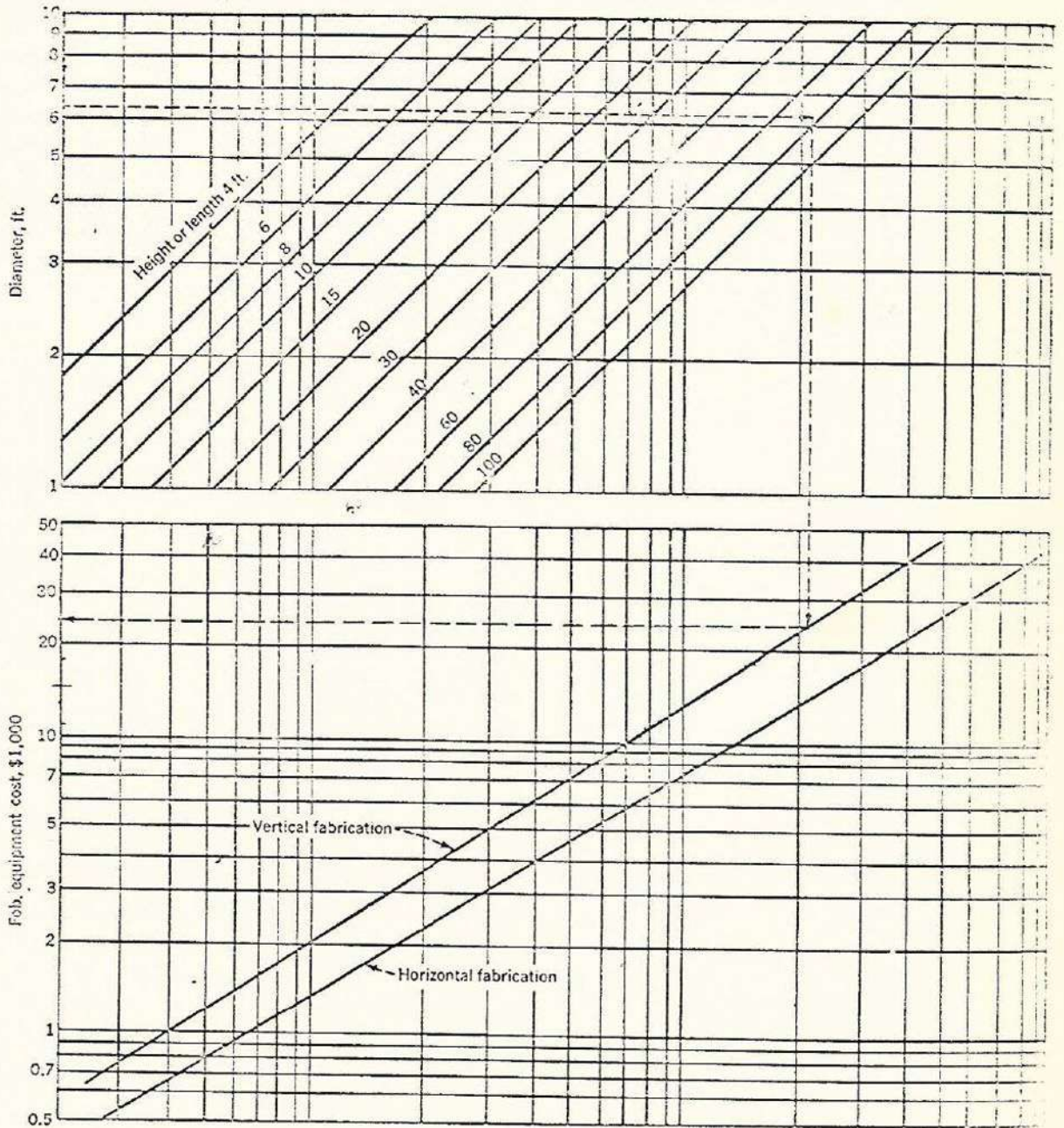
Friction Loss for Viscous Liquids

10 inch (10.02" inside dia) New steel pipe;
Loss in ft of liquid per 1000 ft of pipe

Flow		Kinematic viscosity — centistokes																																																																																																																														
		Approx SSU viscosity																																																																																																																														
		26.4	32.0	43.2	55.0	108.4	152.3	216.5	325	435	650	125	150	200	300	500	750	1000	1500	2000	3000																																																																																																											
U S gal per min	Bbl per hr (42 gal)	150	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1100	1200	1300	1400	1500	1600	1800	2000	2200	2400	2600	2800	3000	3500	4000	4500	5000	5500	6000	6500	7000	7500	8000	8500	9000	9500	10000	11000	12000	13000	14000	15000	16000	17000	18000	19000	20000	21000	22000	23000	24000	25000	26000	27000	28000	29000	30000	31000	32000	33000	34000	35000	36000	37000	38000	39000	40000	41000	42000	43000	44000	45000	46000	47000	48000	49000	50000	51000	52000	53000	54000	55000	56000	57000	58000	59000	60000	61000	62000	63000	64000	65000	66000	67000	68000	69000	70000	71000	72000	73000	74000	75000	76000	77000	78000	79000	80000	81000	82000	83000	84000	85000	86000	87000	88000	89000	90000	91000	92000	93000	94000	95000	96000	97000	98000	99000	100000

APENDICE D

METODO Y TABLAS USADAS PARA EL CALCULO DE
COSTOS DE LOS EQUIPOS



Required
 Diameter, ft.
 Length, ft.
 Design pressure, psig.
 Shell material
 Fabrication (horiz. or vert.)

Time base
 Mid-1968
 Exponent
 Size exponent vertical 0.65
 horizontal 0.60

Included
 Vertical:
 Shell and 2 heads
 Nozzles and manways
 Skirt, base ring and lugs
 Tray supports
 Horizontal:
 Shell and 2 heads
 Nozzles and manways
 Saddles, 2

Basis of chart
 Carbon steel material
 50 psi. design pressure
 Average nozzles and manway
 ASME code construction
 Shop fabrication

Pressure vessels—Fig. 5

Vessel Cost, \$ = [Base cost x F_m x F_p] Index

Adjustment factors	F_m		Pressure Factor Psi.	F_p
	Clad	Solid		
Carbon steel	1.00	1.00	Up to 50	1.00
Stainless 316	2.25	3.67	100	1.05
Aluminum	3.89	6.34	200	1.15
	4.23	7.89	300	1.20
			400	1.35
			500	1.45
			600	1.60
			700	1.80
			800	1.90
			900	2.30
			1,000	2.50

Field installation modules

Vertical fabrication

Dollar magnitude, \$100,000	5A (V)	5B (V)	5C (V)	5D (V)	5E (V)
Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10	
Shop fabrication cost, E	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Concrete	60.0	59.6	59.5	59.4	59.3
Steel	10.0	9.9	9.8	9.8	9.8
Insulation	8.0	7.9	7.8	7.8	7.8
Materials	11.5	11.5	11.4	11.3	11.3
Electrical	5.0	4.9	4.9	4.9	4.9
Paint	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Shop labor, L	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3
Materials, m	103.8	103.1	102.7	102.5	102.4
Material, E + m = M	203.8	203.1	202.7	202.5	202.4
Shop erection			83.2	83.0	82.9
Shop setting				11.5	11.2
Shop labor, L				96.5	96.1
Shop cost			272.9	279.0	278.5
Insurance taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Shop cost	112.0	102.5	98.9	98.7	95.5
Module cost	423.0	412.1	406.8	405.7	402.0
Exponent	0.48	0.47	0.47	0.47	0.46
Material factor, E + m	2.04	2.03	2.03	2.02	2.02
Shop cost factor, M & L	3.03	3.02	3.00	2.99	2.98
Direct factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	4.23	4.12	4.07	4.06	4.02

All data are based on 100 for equipment, E.
Dollar magnitudes are based on carbon steel.

Field installation modules

Horizontal fabrication

Dollar magnitude, \$100,000	5A (H)	5B (H)	5C (H)	5D (H)	5E (H)
Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10	
Shop fabrication cost, E	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Concrete	41.1	40.1	39.7	39.4	39.2
Steel	6.2	6.1	6.0	5.9	5.9
Insulation	—	—	—	—	—
Materials	6.2	6.1	6.0	5.9	5.9
Electrical	5.2	5.1	5.0	5.0	5.0
Paint	5.2	5.1	5.0	5.0	5.0
Shop labor, L	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
Materials, m	64.5	63.0	62.2	61.7	61.5
Material, E + m = M	164.5	163.0	162.2	161.7	161.5
Shop erection	52.2	51.0	50.4	50.0	49.8
Shop setting	9.3	8.3	7.7	7.2	7.0
Shop labor, L	61.5	59.3	58.1	57.2	56.8
Shop cost	226.0	222.3	220.3	219.0	218.3
Insurance taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Shop cost	83.6	75.6	72.7	72.3	69.8
Module cost	317.6	305.9	301.0	299.3	296.1
Exponent	0.37	0.36	0.35	0.35	0.35
Material factor, E + m	1.64	1.63	1.62	1.62	1.61
Shop cost factor, M & L	2.26	2.22	2.20	2.19	2.18
Direct factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	3.18	3.06	3.01	2.99	2.96

All data are based on 100 for equipment, E.
Dollar magnitudes are based on carbon steel.

Trays, packings, and linings

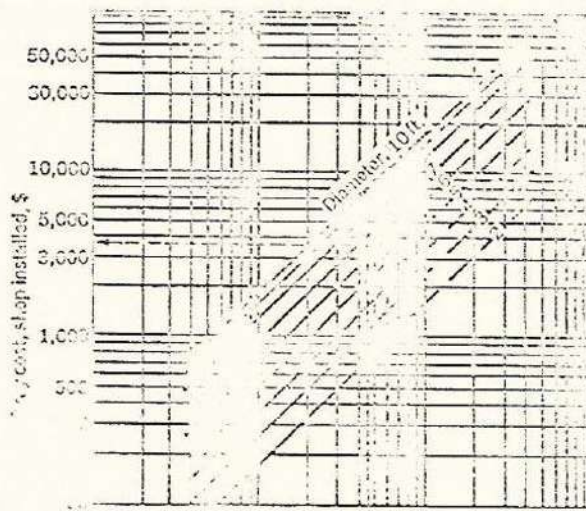
Packings

Raschig Rings	Size, in.			
	1	1½	2	3
Materials & Labor, \$/Cu. Ft.				
Stoneware	5.2	4.3	3.5	2.9
Porcelain	7.0	5.8	4.7	3.9
Stainless	70.2	45.8	32.5	22.8
Berl saddles				
Stoneware	3/4	1	1½	
Porcelain	18.8	14.5	7.8	
Stainless	20.7	15.9	8.7	

M & L, \$/Cu. Ft.	
Activated carbon	14.2
Alumina	12.6
Coke	3.5
Crushed limestone	5.8
Silica gel	27.2

Linings

	In. Thick	M & L, \$/Sq. Ft.
Acid brick	3	1.80
	4	2.50
	6	8.25
Firebrick	4½	7.16
	9	10.79
Rubber	3/16	4.37
	1/4	4.75
Refractory	2	7.50
	4	10.52
Gunite	2	3.20
	4	4.55
Chemical lead	5 lb.	6.25
	10	7.13
	15	8.86



Required
Tray stack height, ft.
Tray diameter, ft.
Tray spacing, in.
Tray type
Material

Exponent
Size exponent 1.0
Included
Trays (as specified)
Supports
All fittings
Shop fabrication
Shop installation

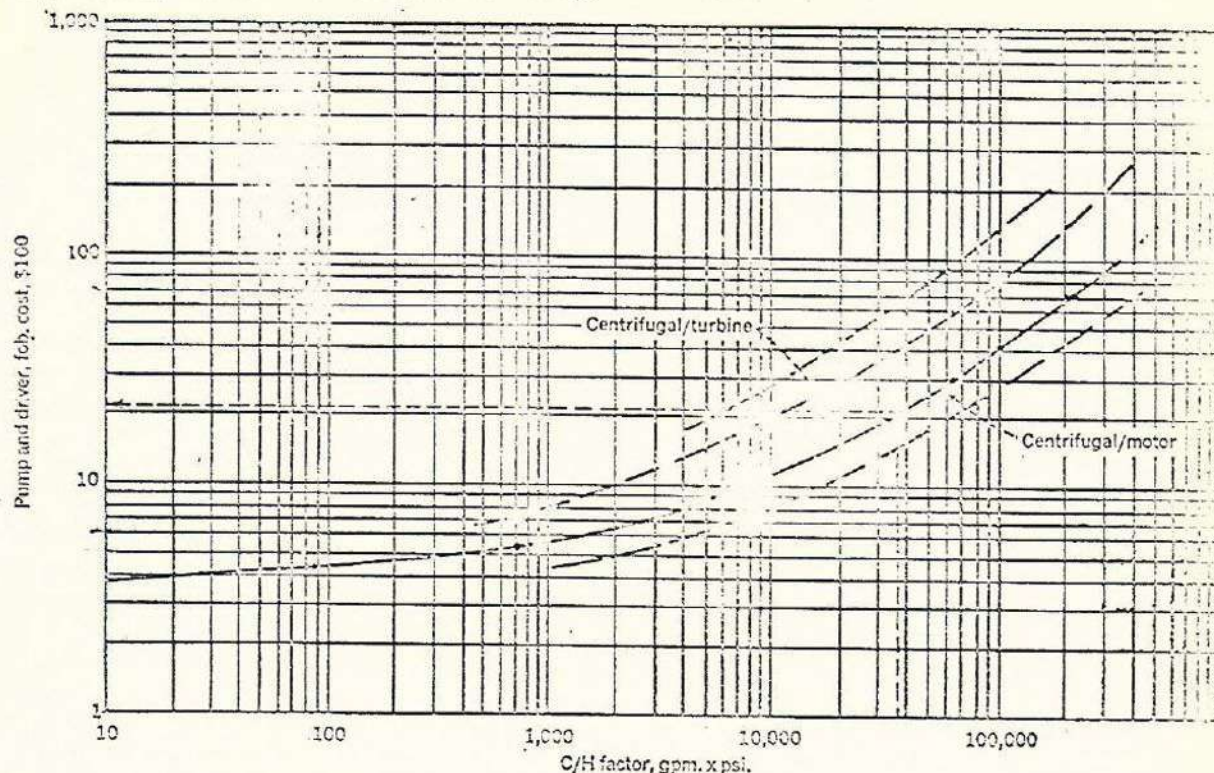
Time base
Mid-1968

Tray Cost, \$ = [Base cost ($F_s + F_t + F_m$)] Index

Adjustment factors

Tray Spacing, in.	F_s	Tray Type	F_t^*	Tray Material	F_m^*
24	1.0	Grid		Carbon steel	0.0
78	1.4	(no downcomer)	0.0	Stainless	1.7
12	2.2	Plate	0.0	Monel	8.9
		Sieve	0.0		
		Trough or valve	0.4		
		Bubble cap	1.8		
		Koch Cascade	3.9		

*If these factors are used individually, add 1.00 to the above values.



Required Capacity, gpm.
 Differential pressure, psi.
 Suction pressure, psig.
 System temp., °F.
 Casing material

Time base Mid-1968
 Exponent Average exponent 0.52

Included Pumping unit
 Driver and coupling
 Base plate

Centrifugal Pump Cost, \$ = (Base cost × F_m × F_o) Index

Adjustment factors

Material	F_m	Operating Limits	Max. value
Cast iron	1.00	Suction pressure, psig. 150 500 1,000 System temperature, °F. 250 550 850	1.0 1.5 1.9
Bronze	1.28		
Cast steel	1.32		
Stainless	1.93		
Carpenter 20	2.10		
Turbite	2.44		
Hastelloy C	2.69		
Monel	3.23		
Nickel	3.48		
Titanium	8.98		

Centrifugal pumps and drivers—Fig. 6

Field installation modules

Module	6A	6B	6C	6D	6E
Base dollar magnitude, \$100,000	Up to 2	2 to 4	4 to 6	6 to 8	8 to 10
Equipment job cost, E	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Piping - Concrete	30.2	29.8	29.6	29.5	29.4
Steel	4.0	3.9	3.9	3.9	3.9
Instruments	3.0	2.9	2.9	2.9	2.9
Electrical	31.0	30.5	30.3	30.3	30.2
Insulation	2.5	2.5	2.5	2.4	2.4
Paint	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
Field materials, m	71.1	70.4	70.0	69.8	69.6
Direct material, E + m + M	171.5	170.4	170.0	169.8	169.6
Material erection	60.0	59.2	59.0	58.6	58.5
Equipment setting	9.7	9.2	8.9	8.7	8.6
Direct field labor, L	69.7	68.4	67.9	67.3	67.1
Direct M & L cost	241.2	238.9	237.9	237.1	236.7
Freight, insurance, taxes	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Indirect cost	89.2	81.2	78.5	78.2	75.7
Base module cost	338.4	328.0	324.4	323.3	320.4
L/M ratios	0.41	0.40	0.40	0.40	0.40
Material factor, E + m	1.72	1.70	1.70	1.70	1.69
Direct cost factor, M & L	2.41	2.39	2.38	2.37	2.36
Indirect factor	0.37	0.34	0.33	0.33	0.32
Module factor (norm)	3.38	3.28	3.24	3.23	3.20

Note: All data are based on 100 for equipment, E.
 Dollar magnitudes are based on carbon steel.

calculated area). Tubes and casing are carbon steel; efficiency is rated at 70%. Factors can adjust for other tube materials such as stainless and pressures up to 1,000 psi.

Cooler costs are on a subcontract basis and include all direct materials, field labor, subcontractors' overhead and profit. Add dollars for foundations, external piping and other prime contractor costs from the installation modules.

Due to the relatively rough control achieved by air coolers, it is usually necessary to install a shell-and-tube trim cooler downstream of the air cooler to achieve close temperature control. These trim coolers can cost approximately 15-20% of the air cooler dollars.

Example: Due to limited water supplies, air coolers will remove most of the heat from an exothermic process plant operating at 240 psi. Some 150,000 sq. ft. of calculated surface is required for this purpose, with an additional 40% of this area for trim control. The plant is expected to be built in late 1970. Stainless tubes, 16-ft. long, are specified, and escalation is expected to be 4%/yr. after mid-1968.

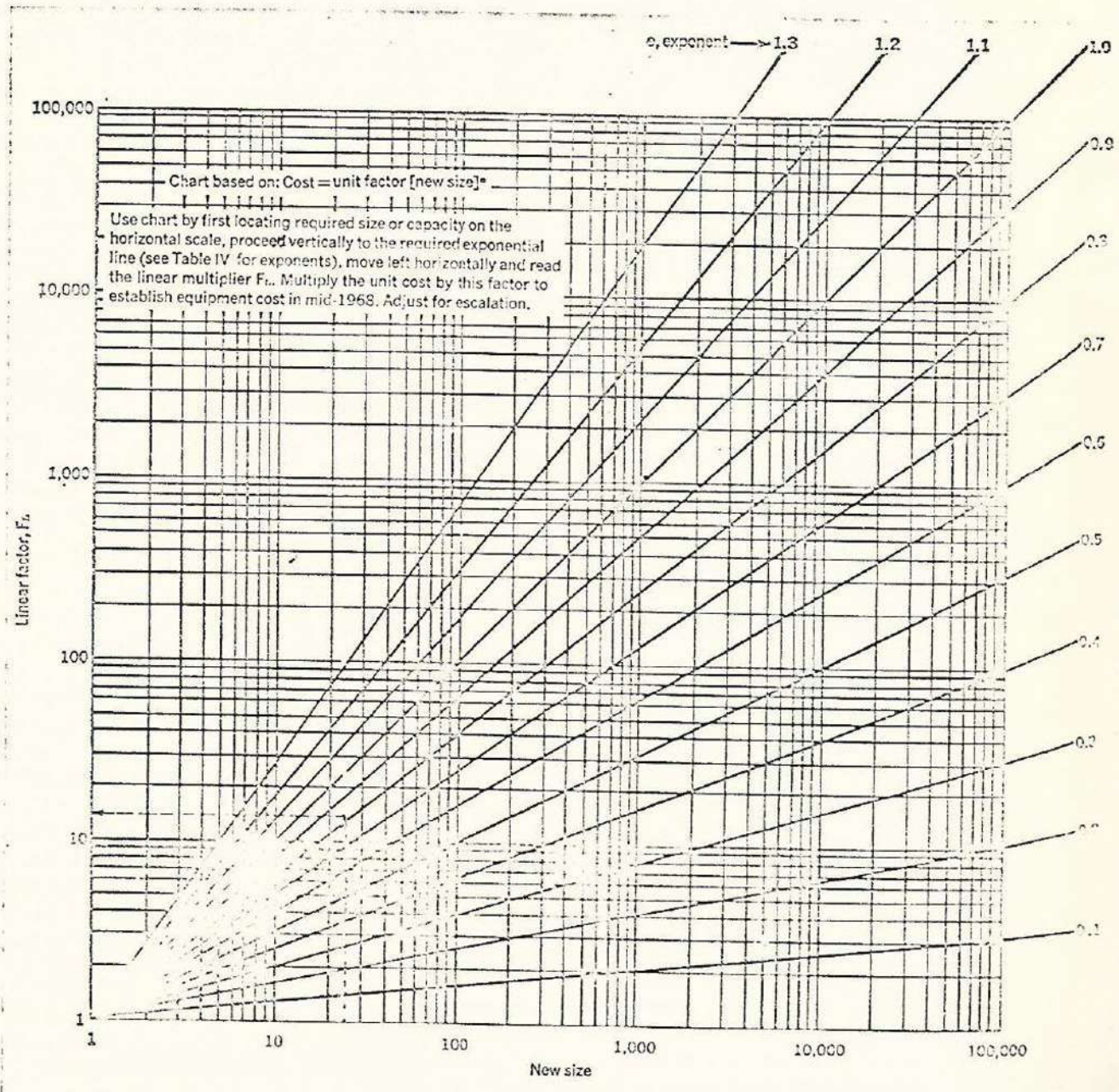
Predict the anticipated capital cost required for the air cooler facilities (end-1970).

CAPITAL COSTS . . .

and installed in late 1970. For study purposes, predict the field installation and module costs of this compression facility using a project indirect factor of 1.42. Assume 6%/yr. for material escalation and 4% for labor escalation.

For one machine: Bhp. = 4,500
 Base cost (Fig. 8) = \$440,000
 Adjust for design type and escalation:
 $F_d = 1.15$; Index = 1.06
 Expected cost, mid-1969 = $(440,000)(1.15)(1.06)$
 = \$536,000
 For two machines = $(536,000)(2)$
 = \$1,072,000
 From module SE:
 = 1,072,000

Material factor = 1.57
 Material index = 1.06
 Direct material cost $(E+m) = (1,072,000)(1.57)(1.06)$
 = \$1,795,000
 Labor index = $(1.02)(1.04)^2$
 Direct field labor cost $(L) = (1,072,000)(0.58)(1.02)(1.04)^2$
 = \$690,000
 Field installation cost $(E+m+L) = (1,795,000) + (690,000)$
 = \$2,485,000
 Indirects @ 42% = 1,050,000
 Bare module = 3,535,000
 Contingency @ 15% = 530,000
 Total module cost = \$4,065,000



Special Equipment Cost $S = (\text{Unit cost} \times PL)$ Index

Special equipment—Fig. 9

Installation modules for single units—Table III

	Shell-and-Tube	Air Coolers	Process Vessel (V)	Process Vessel (H)	Pump & Driver	Compressor & Driver
Module.....	IIIA	IIIB	IIIC	IIID	IIIE	IIIF
Equipment fob. cost (E).....	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0
Piping.....	46.1	18.2	60.6	42.0	30.5	20.9
Concrete.....	5.1	1.9	10.0	6.3	4.0	12.4
Steel.....	3.1	8.0
Instruments.....	10.2	4.8	11.5	6.3	3.0	8.3
Electrical.....	2.0	12.0	5.0	5.2	31.0	15.8
Insulation.....	4.9	8.0	5.2	2.5	2.6
Paint.....	0.5	0.6	1.3	0.5	0.8	0.5
Field materials (m).....	71.9	37.5	104.4	65.5	71.8	60.5
Direct material (E+m).....	171.9	137.5	204.4	165.5	171.8	160.5
Material erection.....	55.8	31.5	84.5	53.3	60.5	50.4
Equipment setting.....	8.5	6.4	15.5	10.5	10.4	12.5
Direct field labor (L).....	64.3	37.9	100.0	63.8	70.9	62.9
Direct M&L cost.....	236.2	175.4	304.4	229.3	242.7	223.4
Freight, insurance, taxes.....	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
Indirect cost.....	94.4	70.2	121.6	91.7	97.1	89.4
Bare module cost.....	338.6	253.6	434.0	329.0	347.8	320.8
L/M ratios.....	0.37	0.27	0.49	0.39	0.42	0.39
Material factor (E+m).....	1.72	1.38	2.04	1.65	1.72	1.61
Direct cost factor (M&L).....	2.36	1.75	3.04	2.29	2.43	2.23
Indirect factor.....	0.40	0.40	0.40	0.40	0.40	0.40
Module factor.....	3.39	2.54	4.54	3.29	3.48	3.21

Note: All data are based on 100 for equipment, E. Unit is within battery limits.

SPECIAL EQUIPMENT

Data in this section apply mostly to heavy mechanical equipment associated with the solids handling module. Much of this equipment is custom designed and represents a "block of money" involving high initial costs and high labor cost for field setting. Material factors are, however, minimal.

The exponential chart technique is used here (Fig. 9) to generate all special equipment costs from the tabulation of unit costs* and size exponents (Table V). Field installation factors (which include the cost of equipment plus foundations, electrical, paint, field labor) and labor/material (L/M) ratios are also included for evaluating installation costs.

Various process module "special equipment" items such as agitators, ejectors, tank heaters) are also included, together with a selection of miscellaneous items found in chemical plants.

Due to some diversity in the correlations, the data in this section should be regarded as "first approximations." If the project proves to be economically sound, obtain vendor quotations as soon as appropriate design data can be developed.

Example: Find the cost of installing a bucket elevator in a fertilizer plant capable of raising 75 tons/

hr. of solid material from grade to a belt conveyor system located 25 ft. above grade. Assume this equipment will be required in mid-1970, and that escalation is predicted to be 6%/yr. Do not include revamp work.

From tabulation:	
Unit cost (75 tons/hr.)	= \$400/ft.
Exponent	= 0.83
From Fig. 9:	
Linear factor (25 units @ 0.83)	= 14.0
Expected equipment cost (mid-1970)	= (400) (14.0) (1.06) ²
	= \$6,300
Field installation (M&L)	= 11,600 = 1.84
	(6,300)
Norm indirects @ 29%	= 3,400
Base module	= 15,000
Contingency (15%)	= 2,300
Total module cost (mid-1970)	= 17,300

The Piping Account

Piping systems are an integral part of chemical plants. They usually include a complexity of linear pipe, flanges, fittings, valves supports, etc., which interconnect the associated process equipment into an integral circuit. Installation costs (M&L) are high and can vary from 50% to 75% of total equipment dollars (CS basis) depending on circuit complexity, plot layout and equipment spacing. Predicting piping

(Con't. p. 134)

* This value is not a generalized unit cost. To be able to use the exponential chart, the base cost of each item is reduced to "unit cost at unity"—that is, the cost of one unit of size or capacity at unity on the size/capacity scale.

CAPITAL COSTS . . .

costs is difficult, even when design engineering is complete and material takeoff is possible.

Circuit complexity is a measure of the "tightness" of the layout, equipment spacing or plant location, specified as follows:

Tight. Limited plot area, minimum equipment spacing, few pipe bends, maximum fittings, indoor location or limited work area (rel. factor = 1.08).

Normal. Average plot layout with central pipe rack, standard equipment spacing, maximum pipe bends and shop fabricated spools, liberal work areas (rel. factor = 1.00).

Loose. Mostly straight pipe runs, (yard and some offsites), minimum bends, fittings, and hangers, few valves, open layout (rel. factor = 0.85).

The data in Table V are useful in conceptual work to evaluate isolated piping runs that are not included in the modules (see p. 116 for discussion of piping in modules). Only lengths of pipe, installation characteristics, and valve count are necessary. Use the exponential chart and Table V to generate individual piping costs.

Example: Product storage from a process facility is located some 1,500 ft. from the battery-limit plant. Pumping rate is 500 gpm. against a friction/head resistance of 50 psi.; a 4-in.-dia. transfer line is specified. Predict the cost of the total transfer facility (carbon steel) in mid-1970 if two centrifugal pumping units are located 100 ft. within the process area. Include two line-size shutoff valves (gate) outside battery limits. Assume escalation to be 4%/yr. from mid-1968, and the contractor indirect factor of 1.40.

Within battery limits:
 Pump capacity = 500 gpm.
 Total head = 50 psi.
 C/H factor = (500) (50) = 25,000
 Index = (1.04)²
 From Fig. 6:
 Pumping cost (E) = (2) (1,800) (1.04)² = \$3,900

From module 6A:
 Direct cost factor = 2.41
 Pump installation cost (M&L) = (3,900) (2.41) = \$9,400

From piping data and exponential chart:
 Unit cost process piping (CS) = 1.56
 Size exponent = 0.93
 Linear feet = 100
 Chart linear factor (for 4 in. at 0.93) = 3.75
 Installed piping cost (M&L) = (1.56) (100) (3.75) (1.04)² = \$6,000

Total battery-limit installation = (9,400 + 6,000) cost (M&L) = \$15,400

Outside battery limits (offsite):
 From piping data and exponential chart:
 Unit cost offsite piping (CS) = 0.82
 Size exponent = 1.05
 Linear feet = 1,500
 Linear factor (for 4 in.) = 4.25
 Index = (1.04)²
 Installed offsite piping (M&L) = \$5,700

Add two 4-in. gate valves:

From piping data and exponential chart:

Unit cost (each) CS = 60
 Size exponent = 1.35
 Number = 2
 Index = (1.04)²
 Chart linear factor (each) = 8.5
 Installed valve cost (M&L) = (60) (2) (8.5) (1.04)² = \$1,100

Total piping installation cost

Outside battery limits (M&L) = (5,700 + 1,100) = \$6,800

Total transfer facility:

Within battery limits = 15,400
 Outside battery limits = 6,800

Total field installation (M&L) = 22,200

Indirects @ 40% = 8,900
 Bare module = 31,100
 Contingency @ 15% = 4,600

Total expected transfer module = \$35,700 mid-1970

SITE DEVELOPMENT

Most jobsites require extensive preparation before foundation work and equipment setting can start. The extent and cost of this preparation depends on the amount of surface clearing, rock blasting, grading, excavation piling, etc., specified.

A normal jobsite assumes good soil conditions, average grading, excavation, and minimum piling requirements. The checklist on Table I and the items included in Table VI indicate the most likely activities to be accounted for in most conceptual cost estimates.

Quantity data are not always available in early conceptual work; in this case, assign reasonable M&L dollar allowances for each appropriate item. This work varies extensively with each jobsite; survey (Con't. p. 137)

Piping system unit costs—Table V

	Unit	Unit Cost,* \$	Size Exponent	Field Installation Factor	L/M ² Ratio
Linear pipe					
Carbon steel	Lin. ft.	0.26	1.20
Chrome/moly	Lin. ft.	1.02	1.20
Stainless	Lin. ft.	1.51	1.20
Offsite piping					
Carbon steel	Lin. ft.	0.82	1.05] Included	0.64
Chrome/moly	Lin. ft.	2.29	1.05		0.18
Stainless	Lin. ft.	3.26	1.05		0.12
Process piping					
Carbon steel	Lin. ft.	1.56	0.93] Included	0.78
Chrome/moly	Lin. ft.	4.18	0.93		0.22
Stainless	Lin. ft.	5.85	0.93		0.15
Valves*					
Check	Ea.	50	1.35] Included	0.03
Gate	Ea.	60	1.35		0.03
Plug	Ea.	70	1.35		0.03
Globe	Ea.	74	1.35		0.03
Control	Ea.	240	1.05		0.05

Table includes direct material and field labor (M&L). Multipliers (if required): average insulation 1.05, steam tracing and insulation 1.10.

- * At unity only, on the horizontal scale. Not a general unit cost.
- * "Norm" circuit complexity.
- * Multipliers: CS = 1.00; chrome/moly = 1.95; stainless = 3.69

BIBLIOGRAFIA

1. WUITHIER, Pierre. El Refino y tratamiento Químico del Petróleo, Vol. 1. Editorial C.E.C.S.A.
2. EDMISTER, Wayne. Applied Hydrocarbon Thermodynamics. Volumen 1. Gulf Publishing Company.
3. LUDWIGG, J. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Gulf Publishing Company.
4. WATKINS, R. Petroleum Refinery Distillation. Gulf Publishing Company.
5. FERNANDEZ, J.; BARRAGAN, M. Refinación del Petróleo. Petroperú, S.A.
6. FERNANDEZ, J.; CAIRO, J. Formulación y Evaluación de Proyectos. Petroperú, S.A.
7. HICKS, Tyler G. Bombas: Su selección y aplicación. Editorial C.E.C.S.A.
8. MAXWELL. Data Book of Hydrocarbons. D. Van Nostrand Company.



PARA LA OBTENCION DEL TITULO PROFESIONAL

A los tres días del mes de Diciembre, de mil novecientos ochentidos, siendo las 11 a.m. horas, se reunió el Jurado Examinador del Programa Académico de Ingeniería Química, conformado por los siguientes Docentes Ordinarios de la Universidad Nacional Técnica del Callao:

Maximo Da Fieno Velit	PRESIDENTE
Virgilio Sipión Espinoza	SECRETARIO
Estanislao Bellodas Ancoleda	VOCAL
Alberto Arroyo Viale	ASESOR

Con el fin de dar inicio a la exposición de la Tesis del Señor Bachiller Wilfredo Escobar Zapata, quien habiendo cumplido con los requisitos para optar el Título Profesional de Ingeniero Químico sustentará la Tesis Titulada "Estudio Para la Ampliación de la Unidad de Destilación Primaria II de la Refinería La Pampilla mediante la Instalación de una Torre Pre flash"

Con el quorum reglamentario de ley, se dió inicio a la exposición de conformidad con lo establecido por el Reglamento de Grados y Títulos vigente, luego de las preguntas formuladas y efectuadas las deliberaciones pertinentes, se acordó dar por APROBADO-MB al expositor Señor Wilfredo Escobar Zapata, con lo que se dió por cerrada la Sesión a las 12.45 p.m., del día tres de Diciembre 1982.

Nota - MB = muy bueno

M. D. Fieno
PRESIDENTE

V. Sipión
SECRETARIO

A. Arroyo
ASESOR

E. Bellodas
VOCAL