

2 ej.
91

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

HABILITACION DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS COMO PLANTA RECUPERADORA DE GASOLINA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA

ARTURO ZENIL RIVERA

MEXICO, D. F.

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE GENERAL

CAPITULO I	1
I. INTRODUCCION	2
I.1 Objetivo del Trabajo a Desarrollar	2
I.2 Información de Laboratorio	3
CAPITULO II	7
II. ANTECEDENTES	8
II.1 Breve descripción de la Planta para Tratamiento de Aguas Amargas	9
II.2 Descripción del equipo actual de la Planta	10
II.3 Proposición	17
CAPITULO III	19
III. CALCULO DEL SISTEMA REQUERIDO	20
III.1 Descripción del Proceso	20
III.2 Proceso de Destilación ASTM	21
III.3 Análisis de los Diagramas de Fases	25
III.4 Cálculo de los Parámetros Físicos	40
III.5 Cálculo de la Columna de Fraccionamiento	46
III.6 Cálculo del Equipo Auxiliar	76
CAPITULO IV	103
IV. COMPARACION DE RESULTADOS	104
IV.1 Columna de Fraccionamiento (DA-10-1101)	104
IV.2 Recipiente Acumulador de Alimentación (TH-10-1201)	104
IV.3 Recipiente Receptor de Producto Domo (TH-10-1202)	105
IV.4 Cambiador de Calor (CH-10-1301)	105
IV.5 Rehervidor Fondo de la Columna (CH-10-1302)	106
IV.6 Condensador de Domo (CH-10-1303)	107
IV.7 Cambiador de Calor (CH-10-1304)	107
IV.8 Cambiador de Calor (CH-10-1305)	108

IV.9	Cambiador de Calor (CH-10-1306)	.109
IV.10	Bomba BA-10-1501 A/B	.110
IV.11	Bomba BA-10-1502 A/B	.111
IV.12	Bomba BA-10-1503 A/B	.111
IV.13	Bomba BA-10-1504 A/B	.112
CAPITULO V		.113
V.	COSTOS DE HABILITACION	.114
V.1	Costos del Equipo	.114
V.2	Consideraciones Económicas	.115
CAPITULO VI		.116
VI.	CONCLUSIONES.	.117
CAPITULO VII		.123
VII.	BIBLIOGRAFIA	.124
CAPITULO VIII		
VIII.	APENDICE.	.126

C A P I T U L O I

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

I. INTRODUCCION

Uno de los graves problemas por los que atraviesa la Industria Petrolera en México, es el Técnico-Económico.

Petróleos Mexicanos tiene y está teniendo problemas con su -- tecnología adquirida en el extranjero, esto se manifiesta por el diseño, baja eficiencia y por la necesidad de usar éstos - en los diferentes procesos de refinación y petroquímica. Por otro lado la situación económica y financiera por la que atraviesa el país agrava aún más los problemas en esta industria.

Es evidente que la industria petrolera sigue siendo por unos años más, una de las primeras instituciones como órgano des-- centralizado del Estado en este sector en proporcionar divi-- sas, mismas que contribuyen a mejorar la economía del país. - Por ello los profesionales en el ramo se preocupan y lo si--- guen haciendo, para resolver cada uno de los problemas que -- afectan y vienen afectando a esta industria.

Al revisar la literatura se verá que en México el problema ya no es el petróleo, sino la falta de tecnología adecuada para procesarlo y así obtener derivados como productos de refina-- ción de consumo directo, como son los combustibles y otros -- productos petroquímicos para la industria química secundaria.

I.I. OBJETIVOS DEL TRABAJO A DESARROLLAR

El objetivo del trabajo a desarrollar es con el fin de resolver algunos problemas que afectan a la industria petrolera de México, tal es el caso del problema que se tiene en la Refinería "Miguel Hidalgo" de Tula de Allende, Estado de Hidalgo. - En esta Refinería se desea recuperar la capacidad desplazada en procesamiento de crudo de la Planta combinada, eliminar -- las corrientes etilizadas para evitar la contaminación de ca-

talizadores y turbosina, obtención del incremento de gasolina y ahorro de diluentes a combustóleo.

1.2. INFORMACION DE LABORATORIO (*)

Será necesario conocer el análisis del aceite recuperado para que el ingeniero de procesos pueda deducir mediante ciertos - métodos el comportamiento de la carga durante la operación, - además establecer por medio de cálculos gráficos o analíticos los parámetros físicos característicos, a tal grado que permita definir la separación de los diferentes componentes exis-tentes en la mezcla de hidrocarburos.

(*) Información experimental:

CARACTERISTICAS DE LOS CORTES ACEITE RECUPERADO DE LOS TANQUES TV-64 Y TV-65

T A B L A 1

P R U E B A S	GASOLINA	TURBOSINA	KEROSINA	DIESEL	GASOLEO	RESIDUO
RENDIMIENTO (%)	30.0	19.0	5.0	22.0	17.0	4.0
PESO ESP. 24/4°C	0.727	0.802	0.843	0.8510	0.950	1.014
DESTILACION A 760 mm Hg						
TIE (F)	138	340	378	469		
10%	199	370	477	513		
30%	252	385	480	554		
50%	279	297	491	564		
70%	302	412	511	640		
90%	333	437	527	687		
95%	345	448	549	716		
TFE	365	473	577	772		
RECUPERADO (%)	98	98	97	98		

PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA " MIGUEL HIDALGO " TULA EDO. DE HIDALGO.
DESTILACION TECNICA ACEITE RECUPERADO DEL TV-64 Y TV-65.
DESTILACION HEMPEL.
PRESION: 760 mm Hg.

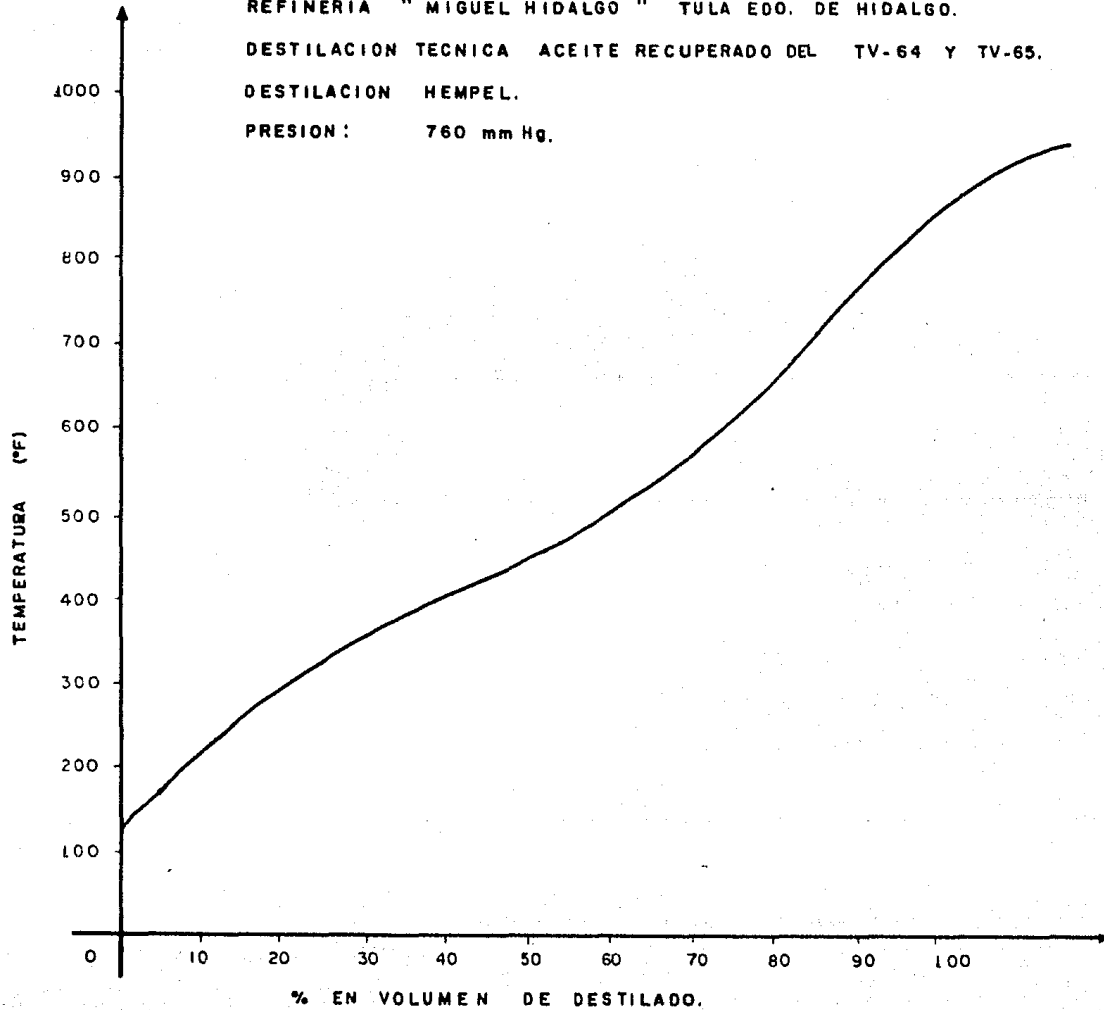


FIGURA I.1

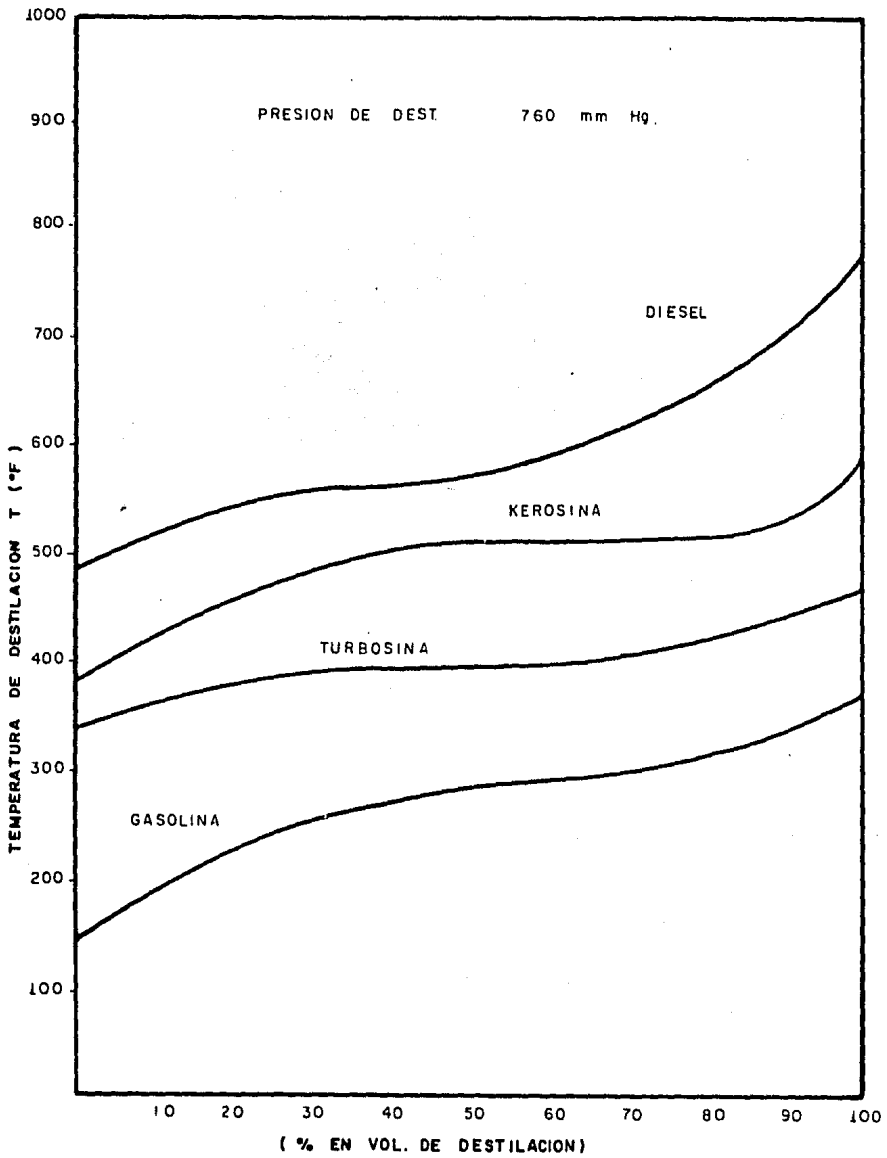


FIGURA I. 2

CARACTERISTICAS GENERALES DEL ACEITE RECUPERADO

Peso Específico	0.865	
°API	35	
Agua Libre	0.2%	
Agua y Sedimento	0.6%	
Azufre	1.1%	
Cloruro de Sodio	0.5%	
Viscosidad = 68°F	44.0	ssu
Viscosidad = 100°F	33.0	ssu
Presión de Vapor Reid	3.7 lb/in ²	man.

Los resultados obtenidos en el análisis de la muestra, son -- equivalentes a las propiedades físicas del crudo Istmo o Cre-- tásico, que normalmente se procesa en todas las refinerías -- del país.

C A P I T U L O I I

A N T E C E D E N T E S

II. ANTECEDENTES

A través del drenaje aceitoso y procedente de las diversas -- áreas de proceso y tanquería, llegan a los separadores de --- aceite localizados en la misma Refinería, diversas corrientes que contienen productos terminados y semi-elaborados, así como petróleo crudo procedente de las destiladoras.

Este aceite recuperado es almacenado como primer paso en los - tanques TV-70's del área de tratamiento de efluentes y de --- aquí, previo asentamiento y drene, se rebombea hacia los tanques TV-64/65 donde se continúa asentando y drenando para finalmente enviarlo a tanques de crudo y reprocesarse en planta combinada.

Cabe mencionar que los tanques TV-64/65 reciben además, o pueden recibir contaminados del producto Salamanca, el relevo de los poliductos Tula-Azcapotzalco y Tula-Pachuca, y en ocasiones cuando se mancha gasolina del tanque TV-8, quedando éstos con una composición definida.

El procesamiento de esta corriente en la planta de destilación, combinada y anteriormente reductora de viscosidad ha -- originado además de una baja de proceso, se presta a dificultades por el contenido de agua, a consecuencia de un deficiente drenado de sedimento que provoca descontrol y ensuciamiento - en las mencionadas plantas de proceso y por los derivados de plomo que contiene.

Por otro lado, la Refinería cuenta con una planta para tratamiento de aguas amargas del Sector II, que está fuera de operación desde hace siete años aproximadamente, misma que está sufriendo corrosión a consecuencia de las condiciones ambientales que prevalecen en el área.

II.1 BREVE DESCRIPCION DEL PROCESO PARA TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS. (Dibujo No. 1)

La unidad de aguas amargas para la Refinería de Tula de Allen de, Hidalgo, recibirá la corriente de alimentación proveniente de las plantas: Combinada, Reductora de Viscosidad, Hidrodesulfuradora de Naftas, Destilados Intermedios y Tratadora de Gases, a una presión en el límite de batería de 2.5 kg/cm^2 .

La corriente será colectada en el tanque acumulador de alimentación TH-10-1201 del cual será alimentado el sistema mediante el nivel del tanque acumulador.

En el tanque TH-10-1201 se tendrán tres mamparas interiores - para efectuar la separación de las aguas aceite-agua. La fase aceitosa será purgada al drenaje de aceite y enviada fuera del límite de batería al sistema de recuperación correspondiente.

Los vapores y gases formados en el tanque TH-10-1201, son enviados al incinerador de gases fuera del límite de batería. - La corriente de alimentación descargada por la bomba BA-10-1501 es pasada a través del cambiador de calor CH-10-1301, para precalentar la corriente de alimentación y enfriar la corriente de agua desflemada proveniente del fondo de la columna agotadora.

Después de este precalentamiento de la corriente, ésta es pasada a través del cambiador de calor CH-10-1304 para ajustar la temperatura a 93°C , después de esto, la corriente se alimenta a la columna agotadora de agua amarga DA-10-1101, donde se realiza la separación de los gases disueltos en el agua alimentada a la columna.

La corriente de alimentación se inyecta en el plato 28 de la columna. El producto del domo que contiene el H_2S y --

NH_3 junto con vapor de H_2O , es pasado a través del condensador CH-10-1303 que utiliza aire como fluido frío. El condensado saliendo del cambiador de calor CH-10-1303, es colectado en el tanque receptor TH-10-1202; donde se desgasifica el agua venteadose el H_2S y el NH_3 por la parte superior, mediante un controlador de presión, enviándose los gases por medio de una línea hasta el límite de batería a la presión de 0.42 kg/cm^2 para que Pemex disponga de ellos.

El agua saturada se recibe en el tanque TH-10-1202 a una temperatura de 88°C ; es tomada por la bomba de recirculación de domo BA-10-1503 y regresa a la columna como reflujo. El calor para vaporizar la corriente de alimentación y para mantener el balance térmico dentro de la columna agotadora, será suministrado por el rehervidor CH-10-1302 que es del tipo "Kettle" con haz de tubos en U, utilizando como fluido caliente vapor de agua de 3.5 kg/cm^2 man.

El residuo de la columna agotadora que es agua desflemada es tomada por la bomba BA-10-1502, que envía la corriente fuera del límite de batería para su reutilización en la Refinería, pasando previamente por el cambiador de calor CH-10-1301 y cuya cantidad de flujo es controlada por la válvula del controlador de nivel del fondo de la columna, que opera la bomba BA-10-1502.

II.2. DESCRIPCION DEL EQUIPO ACTUAL DE LA PLANTA

II.2.a) Columna Agotadora de Aguas Amargas (DA-1101).

Cilíndrica vertical de 6 ft (1.83 m) de diámetro por 54.02 ft (16.464 m) de altura entre costuras, con 30-

platos tipo sieve o malla, con cuerpo de acero al carbón para soportar una presión de 9.95 lb/in^2 (0.7 kg/cm^2) y una temperatura de 199.4°F (93°C), los platos de acero inoxidable tipo 410 calibre 14, cuyo espaciamiento en el arreglo de los mismos es de 1.48 ft - - (45 cm).

II.2.b) Recipiente Acumulador de Alimentación (TH-10-1201)

Cilíndrico horizontal de 7.02 ft (2.14 m) de diámetro por 35.66 (10.87 m) de longitud entre costuras, con tapas abombadas, fabricadas con placa de acero al carbón, incluyendo tres mamparas internas para la separación de las fases acuosa y orgánica.

Especificaciones de diseño:

Fabricación: Código ASME, Sec. VIII div. III

Capacidad geométrica: $34,000 \text{ lts}$.

Diámetro: 7.02 ft (2.14 m)

Longitud: 35.66 ft (10.87 m)

Espesor cuerpo:

Espesor-tapas:

Presión de diseño: 30 psig .

Presión de prueba: hidrostática 45 psig .

Corrosión permisible: 3.18 mm

Aislamiento térmico: no

II.2.c) Recipiente Receptor de Producto Domo (TH-10-1202)

Cilíndrico vertical de 4 ft (1.22 m) de diámetro de 6 ft (1.83 m) de altura entre costuras, con tapas abombadas, fabricado con placa de acero al carbón, recubrimiento interno con resina epoxi.

Especificaciones de diseño:

Fabricación: Código ASME Sec. VIII div. III

Capacidad geométrica: 2,200 lts.
 Diámetro: 4 ft (1.22 m)
 Longitud: 6 ft (1.83 m)
 Espesor-cuerpo:
 Espesor-Tapas:
 Presión de diseño: 15 psig.
 Presión de prueba: 22.5 psig.
 Corrosión permisible: 3.17 mm.
 Aislamiento térmico: no

II.2.d) Cambiador de Calor (CH-10-1301)

Precalentador de alimentación tipo AES horizontal, fabricado en acero al carbón, con área de 1399.31 ft^2 - (130 m^2) y capacidad para 15.32 MM btu/hr (3.86 MM kcal/hr).

Especificaciones de diseño:

Coraza:

DI: $17\frac{1}{2}$ " (pulg.)

Tapas toriesféricas: (Código ASME)

Espacio entre deflectores: 12" (pulg.)

Número de pasos: 1

Presión de diseño: 8.0 kg/cm^2

Presión de prueba: 11.0 kg/cm^2

Tubos:

Número de tubos: 177

De: $\frac{3}{4}$ " ; BWG = 14 Long = $20'-0"$

Pitch:

Número de pasos en los tubos: 2

Presión de diseño: 7.0 kg/cm^2

Presión de prueba: 8.0 kg/cm^2

II.2.e) Hervidor de la Columna (CH-10-1302)

Tipo "KETTLE", con tubos en "U" fabricado en acero al carbón, con área de 2863.2 ft^2 (260 m^2) y capacidad -

de transferencia de 31.79 MM btu/hr (8.01 MM Kcal/hr).

II.2.f) Condensador de Domo (CH-10-1303)

Tipo de enfriamiento por aire, con tubos aletados, fabricado en acero al carbón, con tubos y aletas de aluminio, con capacidad de transferencia de 22.66 MM --- btu/hr (15.71 MM kcal/hr).

II.2.g) Cambiador de Calor de Ajuste (CH-10-1304)

Cambiador de calor de ajuste tipo AES horizontal, fabricado en acero al carbón, con área de 1506.95 ft² - (140 m²) con capacidad de 25.2 MM btu/hr (6.35 MM - - kcal/hr).

Especificaciones de diseño:

Coraza:

DI = 19½" (pulg.)

Tapas: toriesféricas (Código ASME)

Número de pasos: 1

Espacio entre los deflectores: 12"

Presión de diseño: 10.0 kg/cm²

Presión de prueba: 13.0 kg/cm²

Tubos:

Número de tubos: 224

De = 3/4" , BWG = 14, Long = 20'-0"

Pitch: □

Número de pasos en los tubos: 2

Presión de diseño: 9 kg/cm²

Presión de prueba: 10 kg/cm²

II.2.h) Cambiador de Calor (CH-10-1305)

Segundo precalentador de alimentación, tipo AES horizontal, fabricado en acero al carbón con área de --- 1506.95 ft² (140 m²) con capacidad de transferencia -

de 25.2 MM btu/hr (6.35 MM kcal/hr)

Especificaciones de diseño:

Coraza:

DI - 19½" (pulg.)

Tapas: toriesféricas (Código ASME)

Número de pasos: 1

Espacio entre los deflectores: 12"

Presión de diseño: 10.0 kg/cm²

Presión de prueba: 12.0 kg/cm²

Tubos:

Número de tubos: 224

De ¾", BWG - 14, Long - 20'-0"

Pitch:

Número de pasos en los tubos: 2

Presión de diseño 9.0 kg/cm²

Presión de prueba: 10.0 kg/cm²

II.2.1) Bomba de Alimentación a la columna (BA-10-1501 A/B)

Centrífuga horizontal de 54.39 ft³/min (1540 lt/min) a 164.04 ft (50 m de agua) de columna total, fabricada - en acero al carbón, con motor eléctrico de 30 HP

Características:

Tipo: Centrífuga

Material de Construcción: Acero al Carbón

Capacidad de diseño: 424 gpm

Succión y presión: 4" Ø 150 #

Posición: vertical

Eficiencia: 67%

NPSH disponible: 29

BHP de diseño: 15.74

RPM: 3600

HP nominal: 30

Columna total: 137 m

Motor impulsor:
Corriente: alterna
V-taje: 220/440
Fases: 3
Ciclos: 60
Potencia: 30 HP
Número de polos:
RPM: 1800

II.2.j) Bombas de Descarga de Agua Desflemada (BA-10-1502 A/B)

Centrífuga horizontal de 42.2 ft³/min (1393 lt/min a-71.10 lb/in²)(5.0 kg/cm²) de presión de descarga, fabricada en acero al carbón, con motor eléctrico de 30 HP.

Características:

Tipo: Centrífuga
Material de Construcción: Acero al carbón
Capacidad de diseño: 1570 gpm
Succión y presión nominal: 4" Ø 150 #
Posición: horizontal
Descarga y presión de descarga: 3" Ø 150 #
Posición: vertical
Eficiencia: 68%
NPSH disponible: 29.4
BHP de diseño: 25.27
HP nominal: 30
Columna total: 50 m
Motor impulsor:
Corriente: alterna
Voltaje: 220/440
Fases: 3
Ciclos: 60
Potencia: 30 HP
Número de polos:
RPM: 3000-3600

II.2.k) Bombas de Recirculación del Domo de la columna
(BA-10-1503 A/B/C/D).

Centrífuga horizontal de 7.77 ft³/min (220 lt/min) a-
121.4 ft (37 m) de agua de columna total, fabricada -
con interior de AI-304, con motor eléctrico de 5 HP.

Características:

Tipo: Centrífuga

Material de Construcción: Acero al carbón

Capacidad de diseño: 31 gpm

Succión y presión nominal: 1 ½" Ø, 150 #

Posición: Horizontal

Descarga y presión de descarga: 1" Ø, 150#

Posición: Vertical

Eficiencia: 46%

NPSH disponible: 10

BHP: 3500

HP nominal: 5

Columna total: 102"

Motor impulsor:

Corriente: alterna

Voltaje 220/440

Fases: 3

Ciclos: 60

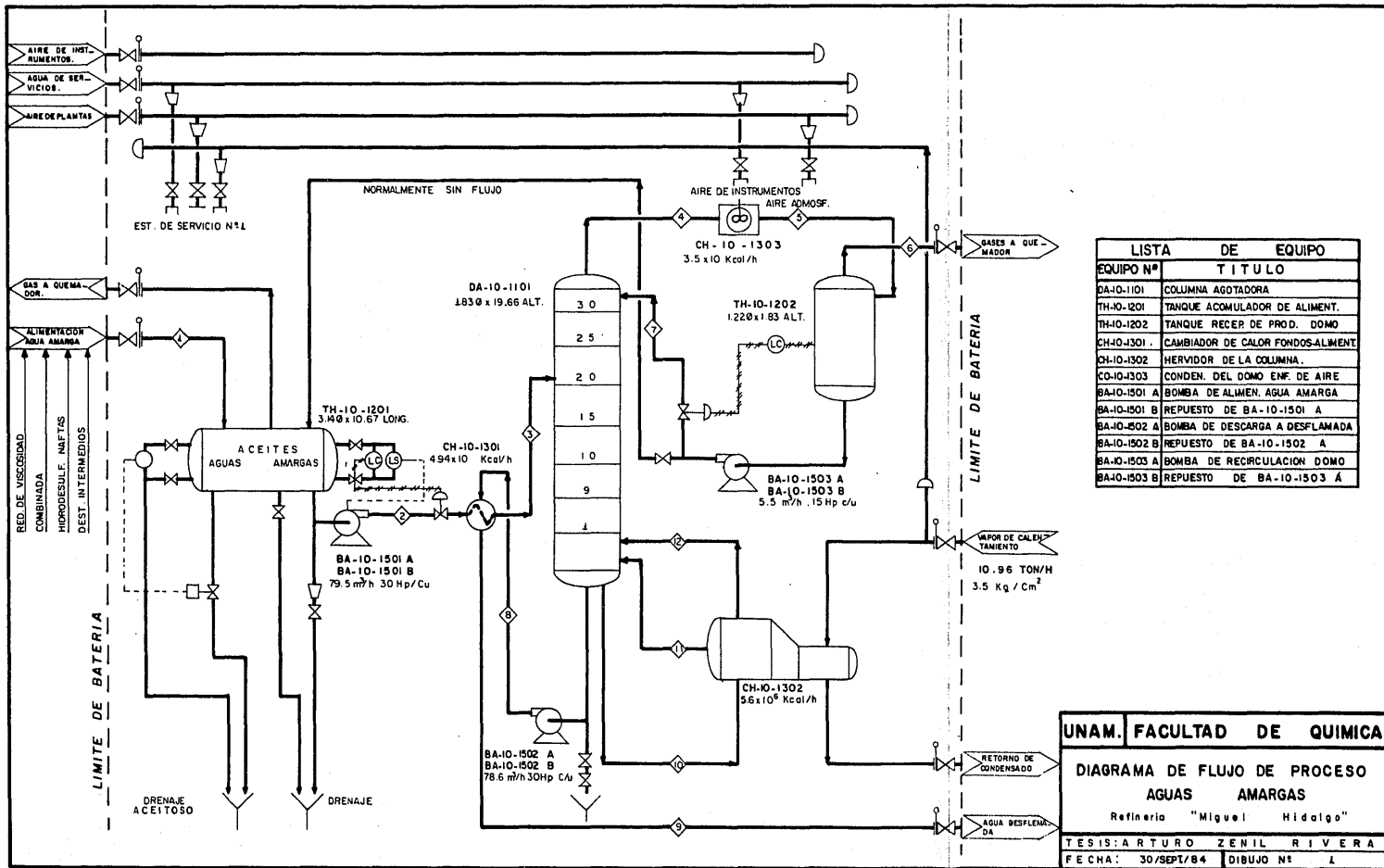
Potencia: 5 HP

Número de polos:

RPM: 3600

II.3 PROPOSICION

De acuerdo a lo mencionado en el capítulo anterior, es necesario que la planta de tratamiento de aguas amargas se modifique para procesar el aceite recuperado y obtener la gasolina como producto principal y residuos que mejoren la calidad del combustible. Así también resolver los problemas de recirculación de aceite a las plantas combinada y reductora de viscosidad.



LISTA DE EQUIPO	
EQUIPO N°	TITULO
DA-10-1101	COLUMNA AGOTADORA
TH-10-201	TANQUE ACUMULADOR DE ALIMENT.
TH-10-202	TANQUE RECOR DE PROD. DOMO
CH-10-1301	CAMBIADOR DE CALOR FONDOS-ALIMENT
CH-10-1302	HERVIDOR DE LA COLUMNA.
CO-10-1303	CONDEN. DEL DOMO ENF. DE AIRE
BA-10-1501 A	BOMBA DE ALIMEN. AGUA AMARGA
BA-10-1501 B	REPUESTO DE BA-10-1501 A
BA-10-1502 A	BOMBA DE DESCARGA A DESFLAMADA
BA-10-1502 B	REPUESTO DE BA-10-1502 A
BA-10-1503 A	BOMBA DE RECIRCULACION DOMO
BA-10-1503 B	REPUESTO DE BA-10-1503 A

UNAM. FACULTAD DE QUIMICA	
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
AGUAS AMARGAS	
Refineria "Miguel Hidalgo"	
TESIS: ARTURO ZENIL RIVERA	
FECHA: 30/SEPT/84	DIBUJO N° 1

C A P I T U L O I I I

CALCULO DEL SISTEMA REQUERIDO

III. CALCULO DEL SISTEMA REQUERIDO

El tema principal de este capítulo consiste en habilitar la planta descrita en el capítulo anterior, a un sistema para procesar gasolina, a partir de aceite recuperado de 35° API, para ello se describirá el proceso y se determinará si el equipo cumple con las condiciones requeridas para la operación.

III.1. DESCRIPCION DEL PROCESO (Dibujo No. 2)

La carga de esta planta es recuperado aceitoso proveniente de los tanques TV-64 y TV-65, que en cantidad de 4500 a 5000 B/D y 72°F (22°C) de temperatura, se reciben directamente en el tanque de balance (TH-10-1201) con capacidad para 34000 litros (213.88 Bls). Aquí se separa en dos fases, la fase ligera se va al desfogue y la pesada es succionada por las bombas de carga (BA-10-1301-A/B) y enviado a control de flujo por el lado de los tubos hacia el primer precalentador de carga (CH-10-1301 A/B), el cual es precalentado por la corriente del fondo de la columna. La carga es regulada a través de una línea nueva de recirculación de 4" Ø hacia el tanque (TH-10-1201) la temperatura esperada de salida del primer precalentador es de 200°F (93.33°C).

La carga de recuperado continúa hacia el segundo precalentador (CH-10-1304), contra vapor de media presión reducida a 4.5 kg/cm² man; alcanzando la temperatura de 325°F (163°C) que será la entrada a la columna. Esta carga entrará al plato No. 18 de la columna (DA-10-1101); que opera a una presión entre 11.7 lb/in² y 12.8 lb/in² man.; misma que se fraccionará en dos corrientes.

La corriente del domo de la columna con 255°F (124°C) pasa a través de un condensador tipo soloaire (CH-10-1303) donde los

vapores de gasolina se condensan totalmente y pasan al acumulador de gasolina TH-10-1202, en donde las bombas (BA-10-1503 A/B) lo envían a una temperatura aproximada de 100.4°F (38°C) a control de flujo hacia el plato No. 30 de la torre y a control de nivel del acumulador TH-10-1202 hacia los tanques de gasolina TV-46 o TV-47; para reprocesarse posteriormente en la planta catalítica FCC.

Los fondos de la columna de fraccionamiento manejados por las bombas (BA-10-1502 A/B), saldrán aproximadamente a 360°F - - (183.22°C) y a control de nivel intercambiando calor con los primeros precalentadores de carga (CH-10-1301 A/B), y saliendo de éstos a 212°F (100°C) de temperatura. Como se requiere bajar aún más esta temperatura hasta 113°F (45°C); esta misma corriente de fondos se hace pasar por un enfriador (CH-10-1306) el cual intercambia calor con agua de enfriamiento, mismos -- que son enviados hacia los tanques TV-64 o TV-65 a través de una línea de 3" de Ø y solo se enviarán a su línea normal hacia el TV-40, hasta que se obtengan datos de laboratorio confiables; tales como color, contenido de azufre y temperatura de inflamación.

Si la temperatura de inflamación fuera correcta, pero el color no, está provisto de una salida adicional hacia tanques de combustóleo.

III.2. PROCESO DE DESTILACION ASTM

Debido a la dificultad para identificar las diversas entidades químicas presentes en una fracción de petróleo dada, se usan tres tipos de destilaciones en el laboratorio para caracterizar tales fracciones, estas destilaciones son:

- a) TBP (True Boiling Point)
- b) ASTM (American Society for Testing and Materials)
- c) EFV (Equilibrium Flash Vaporization)

Si se revisaran estos tres métodos, se observaría que los tres presentan los mismos principios y que uno de ellos quizá el -- más importante, es el de la construcción de diagramas de fases para fracciones de petróleo por medio de métodos empíricos. - Como sabemos, la relación entre fases de fracciones de petró-- leo, frecuentemente se necesitan para diseñar los equipos uti-- lizados en los procesos de refinación de petróleo. La predic-- ción de diagramas de fases para fracciones de petróleo, por me-- dio de métodos empíricos, han recibido la atención de numero-- sos investigadores. Los principios generales de todos estos - métodos propuestos son los mismos y consistene en los siguien-- te:

- a) Predecir la curva EFV a presión atmosférica por medio de - correlaciones que incluyan las destilaciones ASTM y TBP.
- b) Estimar el punto crítico a partir de la densidad relativa- y la destilación ASTM.
- c) Usando la curva EFV atmosférica y el punto crítico, se es- tablece el diagrama de fases completo en una gráfica tipo- Cox, mediante la localización del punto focal.

Los diagramas de fases pueden ser predichos por medio de corre- laciones empíricas, basadas en datos experimentales de destila- ción EFV.

Existen dos tipos de correlaciones empíricas para construir -- las curvas EFV a presión atmosférica; en una se usa el punto - de intersección y las pendientes de las curvas ASTM y EFV - - (Fig. 1, Apend. A); y en el otro método se usan los puntos y - las pendientes en el 50% de destilado (Fig. 2 Apend. A); méto- dos que se utilizan para predecir el comportamiento y separa-- ción de cada uno de los componentes existentes en el recupera- do aceitoso.

Las gráficas que relacionan las temperaturas obtenidas en la destilación ASTM con las correspondientes a la destilación -- EVF a presión atmosférica, se ven en las figuras No. 3 y 4 -- del Apéndice A. El punto crítico es muy importante en el diagrama de fases, ya que define las condiciones por encima de la cual no pueden existir dos fases. La correlación que define la temperatura crítica en función de la densidad °API y -- del punto de ebullición promedio de la destilación ASTM - - - (V.A.B.P.) que es el promedio del destilado 10, 30, 50, 70 y 90% de la muestra. Esta correlación tanto la temperatura como la presión crítica, se encuentra graficada en las figuras -- No. 5 y 6 del Apéndice A.

El método para la localización del punto focal ha sido desarrollado a partir del diagrama de fases determinadas experimentalmente y se obtienen mediante las figuras No. 7 y 8 del Apéndice A.

A partir de estas gráficas, una manera más cómoda, pero al -- mismo tiempo más inexacta para calcular el punto focal de -- forma integrada en el diagrama de fases, se ha desarrollado -- como puede observarse en la figura 2 del Apéndice A.

III.2.1. Procedimiento de Cálculo para la Construcción de los Diagramas de Fases de los Diferentes Componentes que Constituyen el Aceite Recuperado de 35° API.

- a) Corregir las temperaturas obtenidas a la presión deseada. P es la presión a la que se va a efectuar la destilación.
- b) Hacer una tabla con los siguientes datos: % de destilado, temperaturas corregidas ASTM, diferencias de temperaturas

para EFV y temperaturas correspondientes de EFV. Estos - datos se van anotando conforme se efectúan los cálculos.

- c) Calcular la temperatura EFV, al 50% de destilado mediante la figura 3 del Apéndice A.
- d) Obtener las diferencias de temperatura para EFV en la figura 4 del Apéndice A.
- e) Registrar todas las temperaturas EFV.

- f) Calcular el punto de ebullición promedio para la destilación ASTM.

$$VABP = \frac{T10\% + 20\% + T30\% + T50\% + T70\% + T90\%}{5}$$

- g) Obtener la pendiente entre las destilaciones de 10% y 90%

$$PEND. 10\% - 90\% = \frac{T90\% - T10\%}{80}$$

- h) Calcular el factor de correlación R

$$R = \frac{V.A.B.P.}{PEND. 10\% - 90\% + 16}$$

- i) Calcular la temperatura y presión críticas, mediante las figuras 5 y 6 del Apéndice A.
- j) Obtener la temperatura y la presión focales, mediante las figuras 7 y 8 del Apéndice A.
- k) Calcular el punto focal mediante la figura 9 del Apéndice A.
- l) Trazar el diagrama de fases incluyendo la curva límite.

NOTA: Si existe mucha diferencia en la localización de este punto con res

pecto al cálculo en el inciso j), verificar por qué.

III.3. DIAGRAMAS DE FASES (ANALISIS)

Determinación y corrección de parámetros físicos de cada uno de los componentes, con construcción de diagramas de fases.

III.3.1. Construcción del Diagrama de Fases "Gasolina".

- a) Corrección de temperaturas obtenidas en la destilación -- técnica o destilación Hempel de 760 mm Hg a 585 mm Hg de presión, mediante la ecuación de Sydney Young.

$$C_f = 0.00012 (760-P) (460 + T_f) \text{ --- (Ec. III.1)}$$

De la tabla I.1 capítulo I, se toman los siguientes valores de temperatura:

	T_f (°F)	C_f (°F)	Tem. Corr. (°F)
TIE	238	12.56	150.65
10%	199	13.84	212.84
30%	252	14.95	266.95
50%	279	15.52	294.52
70%	302	16.00	318.00
90%	333	16.65	349.65
TFE	365	17.33	382.33

- b) Se construye la siguiente tabla; misma que viene al margen superior izquierdo de cada uno de los respectivos diagramas construidos.

T A B L A III.1

0.727		DENSTAD		63° API
Pesp	ASTM	EFV		
Vol. (%)	T (°F)	DIF (°F)	DIF (°F)	T (°F)
0	151	62	32	200
10	213	54	34	213
30	267	27	15	265
50	294	24	11	280
70	318	32	14	291
90	350	32	10	305
100	382			315

$$\Sigma = 1442 \div 5 = 288.4^{\circ}\text{F}$$

ASTM VABP

ASTM

$$30 - 10\%T (^{\circ}\text{F}) = 54^{\circ}\text{F}$$

ASTM

$$90 \text{ A } 10\%, \text{ PEND.} = 1.71^{\circ}\text{F}\% \text{ Vol.}$$

$$\frac{\text{ASTM VABP}}{^{\circ}\text{F}/\% \text{ Vol } 1.71 + 16} = \frac{288.4}{17.71} = 16.29$$

$$\text{TEFV } 50\% = \text{VABP ASTM} \pm (\Delta^{\circ}\text{F}) = 280^{\circ}\text{F}$$

- c) Cálculo de las temperaturas EFV al 50% vol. de destilado.

De la figura 3 Apéndice A:

Graficar

T ASTM 50% Vol. Vs. T ASTM 30% - T ASTM 10%

$$\Rightarrow \pm (\Delta^{\circ}\text{F})$$

$$T \text{ ASTM } 50\% \text{ Vol} = 294^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ ASTM } 30\% - T \text{ ASTM } 10\% = 267^{\circ}\text{F} - 213^{\circ}\text{F} = 54^{\circ}\text{F}$$

$$(\Delta^{\circ}\text{F}) = -8^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ EFV } 50\% \text{ Vol} = T \text{ ASTM VABP} \pm (\Delta^{\circ}\text{F})$$

$$T \text{ EFV } 50\% \text{ Vol} = 288.4^{\circ}\text{F} + (-8^{\circ}\text{F}) = 280.4^{\circ}\text{F}$$

$$T \text{ EFV } 50\% \text{ Vol} = 280^{\circ}\text{F}$$

- d) Cálculo de las diferencias de temperatura EFV de la figura 4, Apéndice A.

Graficar

$$\text{DIF. } 62^{\circ}\text{F Vs } 0\% \text{ To } 10\% = 31^{\circ}\text{F}$$

$$54^{\circ}\text{F Vs } 10\% \text{ To } 30\% = 34^{\circ}\text{F}$$

$$27^{\circ}\text{F Vs } 30\% \text{ To } 50\% = 15^{\circ}\text{F}$$

$$24^{\circ}\text{F Vs } 50\% \text{ To } 70\% = 11^{\circ}\text{F}$$

$$32^{\circ}\text{F Vs } 70\% \text{ To } 90\% = 14^{\circ}\text{F}$$

$$32^{\circ}\text{F Vs } 90\% \text{ To } 100\% = 10^{\circ}\text{F}$$

- e) Registrar estas diferencias de temperaturas en la tabla - construida (inciso b) o en su defecto anotar los valores - en la tabla que viene al margen superior izquierdo del -- diagrama de fases "Gasolina".

- f) Cálculo del punto de ebullición promedio para la destila-

ción ASTM:

$$\text{VABP ASTM} = \frac{T_{10\%} + T_{30} + T_{70\%} + T_{90\%}}{5}$$

$$\text{VABP ASTM} = \frac{213 + 267 + 294 + 318 + 350}{5} =$$

$$\frac{1442.0^{\circ}\text{F}}{5} = 288.4^{\circ}\text{F}$$

$$\text{VABP ASTM} = 288.4^{\circ}\text{F} (142.44^{\circ}\text{C})$$

Una vez determinado el valor de VABP ASTM, se determina - T EFV 50% (inciso c).

- g) Cálculo de la pendiente entre las destilaciones de 90 y - 10% Vol.

$$\text{Pend. ASTM } 90\% - 10\% \text{ Vol} = \frac{T_{90\%} - T_{10\%}}{80} =$$

$$[\quad] = ^{\circ}\text{F}/\% \text{ Vol.}$$

$$\text{Pend. ASTM } 90\% - 10\% \text{ Vol} = \frac{350 - 213}{80} = \frac{137}{80} =$$

$$= 1.7 ^{\circ}\text{F}/\% \text{ Vol.}$$

$$\text{Pend. ASTM } 90\% - 10\% = 1.7 ^{\circ}\text{F}/\% \text{ Vol.}$$

- h) Cálculo del factor de correlación (R)

$$R = \frac{\text{VABP. ASTM}}{\text{Pend. ASTM } 90\% - 10\% \text{ Vol} + 16}$$

$$R = \frac{288.4^{\circ}\text{F}}{1.7 + 16} = 16.29$$

$$R = 16.29$$

- i) Cálculo de la temperatura y presión crítica.

De la figura 5 Apéndice A.

Graficar.

VABP ASTM Vs Densidad °API \Rightarrow Tc VAP (°F)

$$\text{VABP ASTM} = 288.4^{\circ}\text{F}$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{SP. Gr } 60/60^{\circ}\text{F}} - 131.5$$

$$\text{SP. Gr } 60/60^{\circ}\text{F} = \text{SP. Gr } 20/4^{\circ}\text{C} + C$$

C = Corrección (Tabla 1 Apéndice B).

$$\text{SP. Gr } 60/60^{\circ}\text{F} = 0.727 + 0.00034 = 0.7273$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{0.7273} = 131.5 = 62.8 \approx 63^{\circ}\text{API (Gasolina)}$$

$$\text{Tc} = \text{VABP ASTM} = 288.4^{\circ}\text{F (Fig. 5 Apéndice A).}$$

$$\text{Tc} = 288.4 + 300^{\circ}\text{F} = 588.4^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Tc} = 588.4^{\circ}\text{F} = 309.11^{\circ}\text{C} = 582.67^{\circ}\text{K}$$

De la figura 6 Apéndice A.

Graficar

1º VABP ASTM Vs densidad °API

2º Densidad °API Vs Pend. ASTM 90% - 10% Vol \Rightarrow Pc

$$\text{Pc} = 300 \text{ lb/in}^2 \text{ absolutas} = 20.41 \text{ atmósferas}$$

j) Cálculo de la temperatura y presión focal

De la figura 7 del Apéndice A.

Graficar

VABP ASTM Vs Pend. ASTM 90% - 10% \Rightarrow Pf - Pc.

$$\text{VABP ASTM} = 288.4^{\circ}\text{F (142.44}^{\circ}\text{C)}$$

$$\text{Pend. ASTM 90\% - 10\% Vol} = 1.7^{\circ}\text{F/\% Vol.}$$

$$P_f - P_c = 248 \text{ lb/in}^2 \text{ absolutas}$$

$$P_f = 248 \text{ lb/in}^2 + 300 \text{ lb/in}^2 = 548 \text{ lb/in}^2$$

$$P_f = 548 \text{ lb/in}^2 \text{ absolutas}$$

De la figura 8 Apéndice A

Graficar

VABP ASTM Vs Pend. ASTM 90% - 10% \Rightarrow Tf - Tc

$$\text{VABP ASTM} = 288.4^\circ\text{F} (142.44^\circ\text{C})$$

$$\text{Pend. ASTM 90\% - 10\% Vol} = 1.7^\circ\text{F}/\% \text{ Vol.}$$

$$T_f - T_c = 105^\circ\text{F}$$

$$T_f = 105^\circ\text{F} + 688.4^\circ\text{F} = 793.4^\circ\text{F}$$

$$T_f = 793.4^\circ\text{F}$$

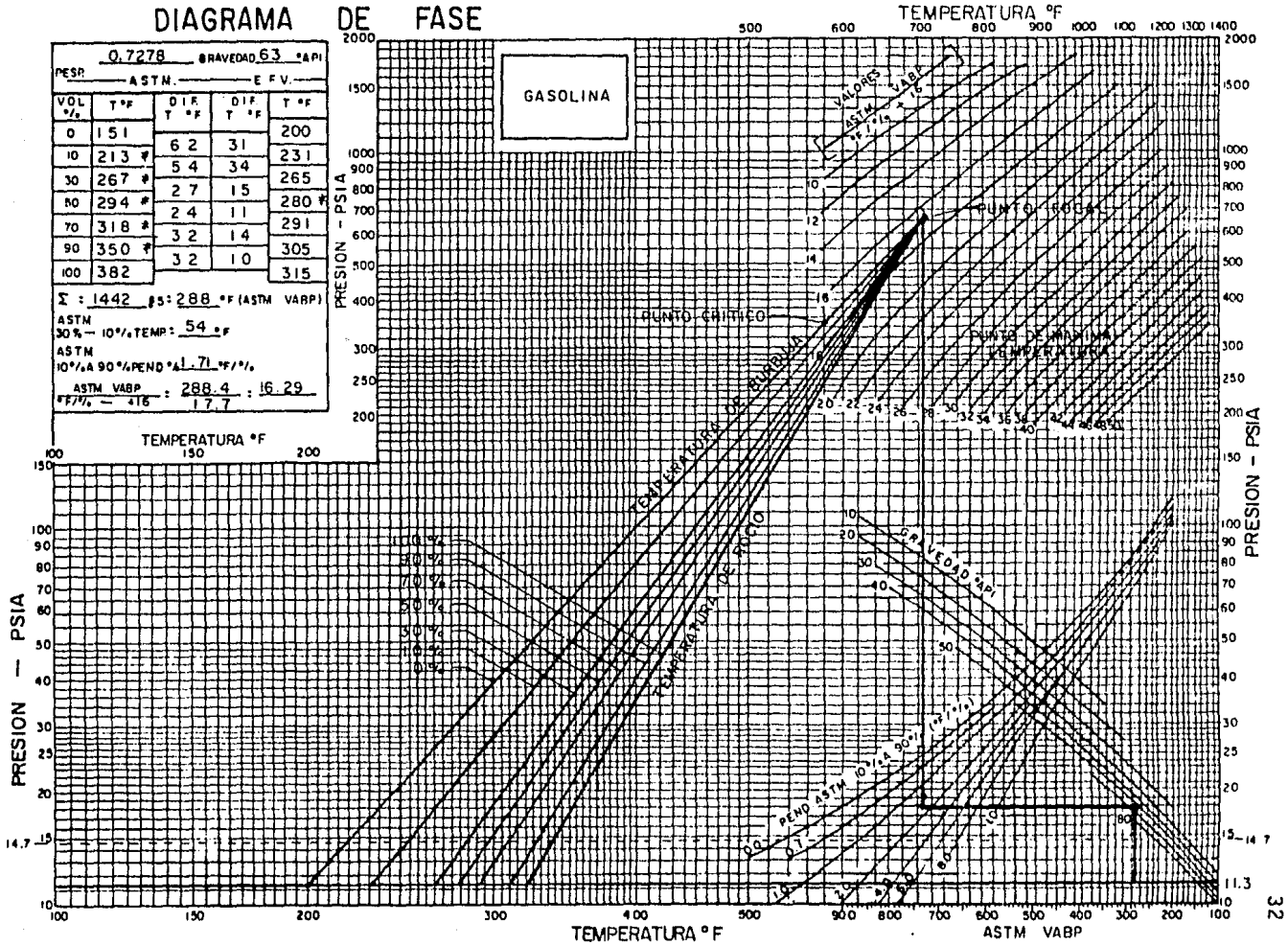
- k) Determinación del punto focal, mediante la construcción - del diagrama de fases. (Gasolina).

Tomando los valores de temperatura de la tabla I.1 capítulo I y bajo el mismo procedimiento de cálculo, se construyen los diagramas de fases para turbosina, kerosina y diesel.

III.3.1. DIAGRAMA DE FASES DE GASOLINA

DIAGRAMA DE FASE

0.7278 GRAVEDAD 63 °API				
PESR		ASTM		E.F.V.
VOL %	T °F	DIF T °F	DIF T °F	T °F
0	151	6.2	31	200
10	213	5.4	34	231
30	267	2.7	15	265
NO	294	2.4	11	280
70	318	3.2	14	291
90	350	3.2	10	305
100	382			315
Σ = 1442 #5 = 288 °F (ASTM VABP)				
ASTM 30% - 10% TEMP: 54 °F				
ASTM 10% A 90% PEND: 1.71 °F/%				
ASTM VABP: 288.4 : 16.29				
°F/% : 416 17.7				



III.3.2. DIAGRAMA DE FASES DE TURBOSINA

DIAGRAMA DE FASE

0.802 GRAVEDAD 45 °API

PESP — ASTM — E.F.V.

VOL %	T °F	DIF T °F	DIF T °F	T °F
0	357	30	12	407
10	387	16	8	419
30	403	12	6	427
50	415	15	5	433
70	430	26	10	438
90	456	37	11	448
100	493			459

$\Sigma = 2091$ $\rho_s = 418$ °F (ASTM VABP)

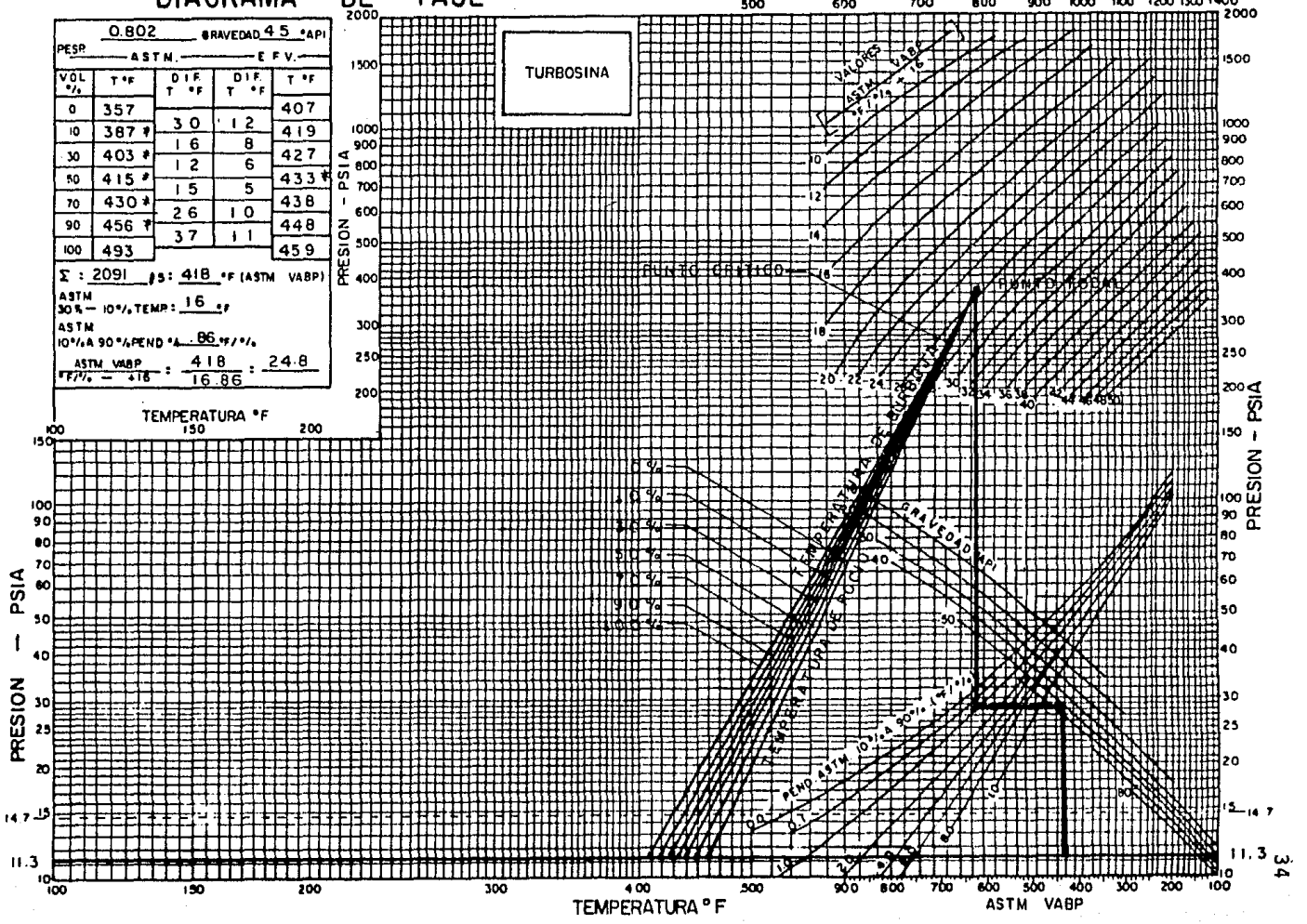
ASTM 30% — 10% TEMP: 16 °F

ASTM 10% A 90% PEND °A: 86 °F/°F

ASTM VABP = 418 = 24.8

FEV% = 418 = 16.86

TEMPERATURA °F



III.3.3. DIAGRAMA DE FASES DE KEROSINA

III.3.4. DIAGRAMA DE FASES DE DIESEL

Obtenidos los diagramas de fases, se determina el punto de ebullición promedio de cada uno de los componentes en la mezcla aceitosa.

Destilación a 585 mm Hg. EFV (Equilibrium Flash Vaporization)

Caracterización de los cortes, Correlación de Edmister and Pollock.

Carga de alimentación (aceite recuperado)

T A B L A III.2

P R U E B A S	GASOLINA	TURBOSINA	KEROSINA	DIESEL	GASOLEO	RESIDUO
RENDIMIENTO (% Vol.)	30.0	19.0	5.0	22.0	17.0	4.0
PESO ESP.60/60°F	0.7273	0.8022	0.8432	0.8512	0.950	1.014
TIE (°F)	200	407	481	590		
10% "	231	419	336	610		
30% "	265	427	538	634		
50% "	*280	*433	*542	*639	**695	**727
70% "	291	438	549	684		
90% "	305	448	555	706		
TFE "	315	459	573	748		

** Temperaturas de ebullición promedio ($\frac{684 + 706}{2}$, $\frac{706 + 748}{2}$)

Obteniendo el diagrama de fases de cada uno de los componentes en la mezcla de hidrocarburos (aceite recuperado); es conveniente determinar los parámetros físicos de cada uno de ellos, para facilitar las operaciones matemáticas-desarrolladas en el cálculo del equipo.

III.4. CALCULO DE PARAMETROS FISICOS (GRAFICA Y ANALITICAMENTE).

III.4.1 Cálculo del factor de caracterización (K); mediante la Ec. III.2.

$$K = \frac{(T \text{ VABP ASTM } ^\circ\text{R})^{1/3}}{\text{SP. Gr } 60/60^\circ\text{F}} \quad (\text{EC. III.2})$$

$$T \text{ VABP ASTM } (^\circ\text{F}) = 277.23^\circ\text{F}$$

$$T \text{ VABP ASTM } (^\circ\text{R}) = 277.23^\circ\text{F} + 460^\circ\text{F} = 737.23^\circ\text{R}$$

$$\text{SP. Gr } 60/60^\circ\text{F} = 0.721 + C = 0.732$$

$$K = \frac{(737.23^\circ\text{R})^{1/3}}{0.732} = \frac{9.03}{0.732} = 12.34 ; K = 12.34$$

III.4.2 Cálculo del peso molecular (M) mediante la Ec. III.3-6 de la figura 1 Apéndice B.

$$M = (7K-21.5) + (0.76-0.04K) (T(^\circ\text{C})) + (0.0003K-0.00245) (T(^\circ\text{C}))^2 \quad (\text{EC. III.3})$$

$$K = 12.34$$

$$T \text{ VABP ASTM } (^\circ\text{F}) = 288.4^\circ\text{F}$$

$$T \text{ VABP ASTM } (^\circ\text{C}) = 142.4^\circ\text{C}$$

$$M = [(7 \times 12.34) - 21.5] + [(0.76 - (0.04 \times 12.34) (142.4)] + [(0.0003 \times 12.34) - (0.00245)] [(142.4)^2]$$

$$M = 128$$

III.4.3 Cálculo de la viscosidad " μ_c " mediante la ecuación de Weyhara y Watson.

$$\mu_c = \frac{7.7 (M)^{1/3} P_c^{2/3}}{T_c^{1/6}} \quad (\text{EC. III.4})$$

donde:

μ_c = Viscosidad crítica en micropoises.

M = Peso Molecular

T_c = Temperatura crítica en °K

P_c = Presión crítica en Atms.

Sustituyendo en la (EC. III.4).

$$\begin{aligned}\mu_c &= 7.7 \frac{(128)^{1/3} \times (24.49)^{1/3}}{(727.44)^{1/6}} = \\ &= 7.7 \frac{5.04 \times 8.45}{3} = \frac{327.15}{3} = 109.05\end{aligned}$$

μ_c gasolina = 99.31 Micropoises

Se puede estimar de las figuras 6, Apéndice B.

III.4.4 Cálculo del calor específico C_p mediante la Ec.

III.5 ó de las figuras 2, 3 y 4 Apéndice B

$$C_p = [(0.6811 - 0.3085) + (0.000815 - 0.000365) \\ (T(^{\circ}F)) (0.055K + 0.35)] \quad (\text{EC. III.5})$$

donde:

C_p = Calor específico Btu/lb°F

S = Sp. Gr 60/60°F

K = Factor de caracterización

T = (°F)

Sustituyendo valores

$$S = 0.7273$$

$$K = 12.34$$

$$\begin{aligned}C_p &= [(0.684 - 0.308 \times 0.7273) + (277.23^{\circ}F) \\ &\quad (0.000815 - 0.000306 \times 0.7273)] \times [(0.055 \times 1234 + \\ &\quad 0.35)] = 0.46 + 0.16 \times (1.03) = 0.64\end{aligned}$$

$$C_p = 0.64 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

III.4.5 Cálculo del calor latente de vaporización por Ecs. - termodinámicas conocidas o por figura 5 del Apéndice-B.

Para el caso actual:

Gasolina a $T_B = 277.23^\circ\text{F}$ es igual a 14.3 Btu/lb. Figura 5 Apéndice B.

Bajo este mismo procedimiento se determinan los parámetros físicos de los demás componentes en la mezcla registrándose en la siguiente tabla.

T A B L A III.3

COMPONENTES	Sp.Gr. (60/60°F)	°API	T_B (°F)	K	M (lb/lb mol)	μ_c (Centistokes)	C_p (Btu/lb°F)	λ (Btu/lb)
Gasolina	0.7278	63.0	280	12.5	129.41	0.24	0.68	14.3
Turbosina	0.8023	45.0	433	11.7	171.85	0.26	6.70	14.0
Kerosina	0.8432	36.0	542	11.77	217.4	0.28	0.72	12.8
Diesel	0.8512	34.74	639	12.0	273	0.30	0.75	12.3
Gasóleo	0.950	17.5	695	11.2	324	0.33	0.79	11.2
Residuo	1.014	8.0	727	10.78	364	0.40	0.81	9.0

Obteniendo los principales parámetros físicos de los componentes en la carga de alimentación, se procede al cálculo de la composición de la misma, como se ve en la tabla III.4

Carga de Alimentación 5,000 B/D

$$5,000 \text{ B/D} \times 159 \text{ l/B} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ l}} \times \frac{1 \text{ Dia}}{24 \text{ hr.}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min.}} =$$

$$= 145.86 \text{ gal/min.}$$

$$145.86 \text{ gal/min} \times 60 \text{ min/hr} \times 3.785 \text{ l/l gal} =$$

$$= 3.31 \times 10^4 \text{ l/hr} \times \text{Sp.Gr} = [\quad] = \text{kg/hr.}$$

T A B L A III.4

COMPONENTE	% Dest. (% Vol)	% Dest. (% Vol)	Sp.Gr (60/60°F)	% Dest. (kg/hr)	% Dest. (lb/hr)	M (lb/lb mol)	% Dest. (lb mol/hr)	X_{fi} (Fracción mol)
Gasolina	36.0	9.94×10^3	0.7273	7.23×10^3	1.59×10^4	129.4	127.97	0.424
Turbosina	19.0	6.29×10^3	0.8022	5.05×10^3	1.11×10^4	171.85	64.71	0.215
Kerosina	5.0	1.66×10^3	0.8432	1.36×10^3	3.08×10^3	217.4	14.15	0.047
Diesel	22.0	7.29×10^3	0.8512	1.37×10^3	1.37×10^4	273.0	50.05	0.166
Gasóleo	17.0	5.63×10^3	0.9500	5.35×10^3	1.8×10^4	324.0	36.37	0.121
Residuo	4.0	1.32×10^3	1.014	1.38×10^3	3.04×10^3	364.0	8.59	0.028
							<u>301.59</u> lb mol/hr	<u>1.000°K</u>

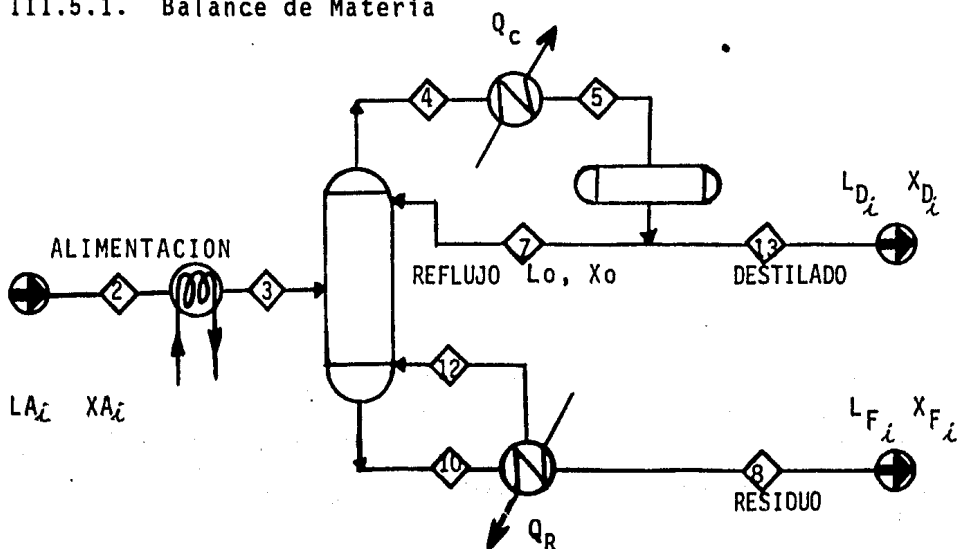
Obtenidas las temperaturas de ebullición promedio (T_B °F); los parámetros físicos necesarios para el análisis de la carga y composición de la misma, se procede a establecer las condiciones para el cálculo de la columna.

III.5 CALCULO DE LA COLUMNA DA-10-1101

Para efectuar el cálculo de la columna, se fijarán las siguientes condiciones, tomando en cuenta los criterios especificados en el capítulo I.

1. Proceso de destilación.
2. Carga de alimentación (Aceite Recuperado) 5000 B/D - - - (301.59 lb mol/hr).
3. Temperatura de alimentación (temperatura de burbuja).
4. Presión de operación 11.3 lb/in² (585 mm Hg)
5. Se desea obtener el 95% de gasolinas y el 5% de turbosina como producto destilado. Lo demás como residuo.

III.5.1. Balance de Materia



$$\text{Balance Total } L_A = L_D + L_F \quad (\text{EC. III.6})$$

$$\text{Balance Parcial } \sum_{i=1}^c L_{A_i} X_{A_i} = \sum_{i=1}^c L_{D_i} X_{D_i} + \sum_{i=1}^c L_{F_i} X_{F_i}$$

---(Ec. III.7)

$$\sum_{i=1}^c L_{A_i} X_{A_i} = 301.59 \text{ lb mol/hr.}$$

$$\sum_{i=1}^c L_{D_i} = \frac{127.97 \times 95.0}{100} + \frac{64.71 + 5.0}{100}$$

$$= 124.81 \text{ lb mol/hr}$$

$$\sum_{i=1}^c L_{F_i} X_{F_i} = (127.95 - 121.57) + (64.71 - 3.24) +$$

$$14.15 + 50.05 + 36.37 + 8.34 = 176.78 \text{ lb mol/hr.}$$

Analizando la composición de destilados y residuos. Así- también estableciendo balance de materia y energía, se tie- nen los siguientes resultados, Tabla III.5

T A B L A III.5

ALIMENTACION (Plato de Alimentación)			DESTILADO (domo)		RESIDUO (fondo)	
COMPONENTE	% DEST. lb mol/hr	X_{A_i} Fracc.mol.	% Dest. lb mol/hr	X_{D_i} Fracc.mol	% DEST. lb mol/hr	X_{F_i} Fracc.mol.
Gasolina	127.97	0.424	121.57	0.974	6.4	0.036
Turbosina	64.71	0.214	3.24	0.026	61.47	0.348
			<u>124.81</u>	<u>1.000</u>	<u>67.87</u>	
Kerosina	14.15	0.047			11.15	0.080
Diesel	50.05	0.166			50.05	0.283
Gasóleo	36.37	0.121			36.37	0.206
Residuo	8.34	0.028			8.34	0.047
	<u>301.59</u>	<u>1.000</u>			<u>108.91</u>	<u>1.000</u>
					<u>176.78</u>	

establecido el balance de materia en la columna, se procederá a calcular la temperatura de alimentación (Temperatura de vaporización).

La presión y la temperatura de vaporización no entran en esta correlación, porque la gravedad específica de los productos, supuestamente son independientes de las condiciones de vaporización (condiciones de Edmister and Pollock).

III.5.2 Cálculo de la temperatura de alimentación ($*T_A$); mediante el procedimiento de Underwood (método iterativo).

Procedimiento de Cálculo.

1. Suponer una temperatura ($*T_A$) mayor que la temperatura de burbuja del componente más ligero en la mezcla.

2. De la figura 1 y 2 del Apéndice C graficar:

$$T_B \text{ Vs. } *T_A \implies \beta = \frac{K}{K_{350}}$$

3. De la figura 3 Apéndice C

Graficar: Focal Point vs. $*T_A$ (a 11.3 lb/in²)

$$\implies K_{350} = y/X$$

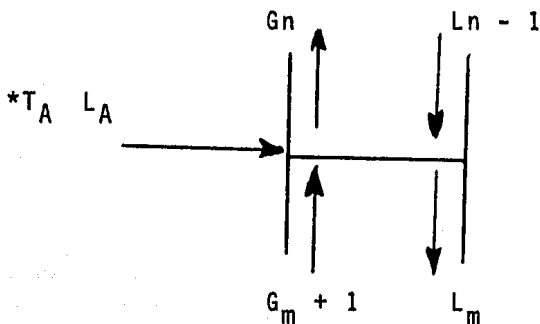
4. Se determina la constante de equilibrio a la temperatura $*T_A$ mediante la ecuación:

$$K = \beta \times K_{350} \quad (\text{EC. III.8})$$

5. Se multiplica la constante de equilibrio a $*T_A$; o

sea, $K_{324^{\circ}\text{F}}$ por la fracción mol de la alimenta---
ción (X_{A_i}), y si el producto es igual a 1 ± 0.01 -
la temperatura supuesta es correcta.

Temperatura de Alimentación ($*T_A$)



1a. Suposición.

$$*T_A = 320^{\circ}\text{F} (160^{\circ}\text{C})$$

Componente	T_B	$\beta = \frac{k}{K_{350}}$	K_{350}	$K^*T_A = \beta \times K_{360^{\circ}\text{F}}$	X_{A_i}
Gasolina	280	1.7	0.92	1.56	0.424
Turbosina	433	2×10^{-1}	0.92	1.9×10^{-1}	0.214
Kerosina	542	2.8×10^{-2}	0.92	2.6×10^{-2}	0.047
Diesel	639	2.5×10^{-3}	0.92	2.0×10^{-3}	0.166
Gasóleo	695	1.2×10^{-3}	0.92	1.0×10^{-3}	0.121
Residuo	727	6.0×10^{-4}	0.92	6.0×10^{-4}	0.028

$$K X_A = 1.56(0.424) + 1.9 \times 10^{-1} (0.214) + 2.6 \times 10^{-2}$$

$$(0.047) + 2.0 \times 10^{-3} (0.166) + 1.0 \times 10^{-3} (0.121)$$

$$+ 6.0 \times 10^{-4} (0.028).$$

$$K X_A = 0.7 \implies 0.7 \neq 1 \pm 0.01$$

El valor supuesto de $*T_A = 320^\circ\text{F}$ (160°C) no es el correcto.

2a. Suposición.

$$*T_A = 330^\circ\text{F} \text{ (166}^\circ\text{C)}$$

Componente	T_B ($^\circ\text{F}$)	$\beta = \frac{K}{K_{350^\circ\text{F}}}$	$K_{350^\circ\text{F}}$	$K_{*T_A} = \beta \times K_{350^\circ\text{F}}$	x_{A_x}
Gasolina	280	2.5	0.98	2.45	0.424
Turbosina	433	2.0×10^{-1}	0.98	1.96×10^{-1}	0.214
Kerosina	542	2.2×10^{-2}	0.98	2.16×10^{-2}	0.047
Diesel	639	2.3×10^{-3}	0.98	2.30×10^{-3}	0.166
Gasóleo	695	3.0×10^{-4}	0.98	3.0×10^{-4}	0.121
Residuo	727	2.0×10^{-5}	0.98	2.0×10^{-5}	0.028

$$\begin{aligned}
 K_{y_x} &= 2.45 (0.424) + 1.96 \times 10^{-1} (0.214) + 2.16 \times 10^{-2} (0.047) + \\
 &\quad 2.30 \times 10^{-3} (0.166) + 3.0 \times 10^{-4} (0.121) + 2.0 \times 10^{-5} (0.028) \\
 &= 1.25 \Rightarrow 1.25 \pm 0.01 = 1.26 \neq 1.0
 \end{aligned}$$

El valor supuesto $*T_A = 330^\circ\text{F}$ (166°C); no es el correcto.

3a. Suposición.

$$T_A = 325^\circ\text{F} \quad (162.78^\circ\text{C})$$

Componente	TB (°F)	$\beta = \frac{K}{K_{350^\circ\text{F}}}$	$K_{350^\circ\text{F}}$	$K_{T_A} = \beta \times K_{350^\circ\text{F}}$	X_{A_L}
Gasolina	280	2.4	0.94	2.26	0.424
Turbosina	433	2.0×10^{-1}	0.94	1.88×10^{-1}	0.214
Kerosina	542	3.2×10^{-2}	0.94	3.8×10^{-2}	0.047
Diesel	639	2.8×10^{-3}	0.94	3.6×10^{-3}	0.166
Gasóleo	695	4.0×10^{-4}	0.94	3.8×10^{-4}	0.121
Residuo	727	5.0×10^{-5}	0.94	4.75×10^{-5}	0.028

$$K X'_A = 2.18 (0.424) + 1.8 \times 10^{-1} (0.214) + 3.8 \times 10^{-2} (0.047) + \\ 3.0 \times 10^{-3} (0.166) + 3.8 \times 10^{-4} (0.121) + 4.75 \times 10^{-5} (0.028)$$

$$= 0.978 + 0.01 = 0.988 \approx 1.0 \text{ \%. La temperatura de alimentación --} \\ *T_A = 325^\circ\text{F} \quad (162.78^\circ\text{C}) \quad (\text{Temperatura correcta}).$$

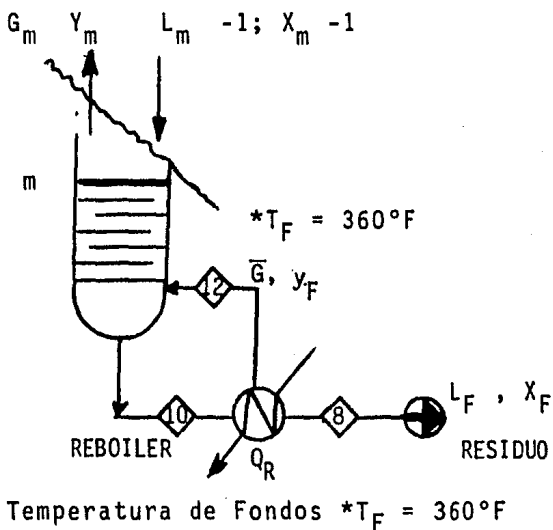
Teniendo la composición total del residuo y producto fondo de la columna, se procede a calcular la temperatura de ebullición de los fondos.

NOTA: Esta temperatura puede determinarse también mediante el diagrama de Fases de Gasolina. Esto se realiza de acuerdo al porcentaje de desfilado que se desea obtener.

III.5.3 Cálculo de la temperatura; Fondo de la Columna ($*T_F$).

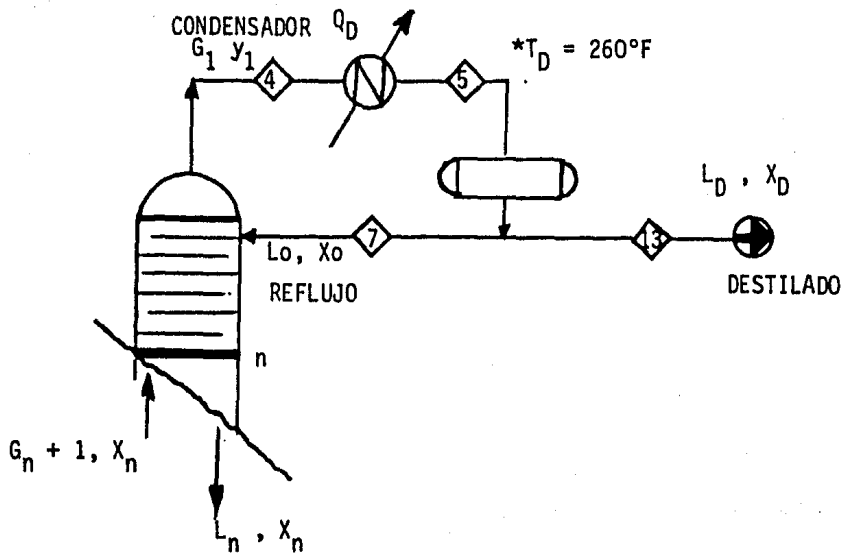
La temperatura del fondo puede ser obtenida bajo el mismo procedimiento de cálculo, por el cual se obtuvo la temperatura de alimentación o por los diagramas de fases gasolina y turbosina.

NOTA: La temperatura se toma promediando la temperatura de rocío de la gasolina y la temperatura de burbuja de la kerosina, a la presión de operación de la columna.



III.5.4 Cálculo de la temperatura de condensación del domo, - ($*T_D$).

Para calcular esta temperatura, se utiliza el procedimiento - bajo el cual se calculó la temperatura de alimentación o utilizando el Diagrama de Fases Gasolina.



Temperatura Domo de la Columna $*T_D = 260^\circ\text{F}$ (127°C)

Una vez establecido el balance de materia, calculada la composición de alimentación, domos y fondo de la columna, temperatura de alimentación, se procede al cálculo de la volatilidad relativa (α_r); ya que antes de comenzar los cálculos para una separación de multicomponentes, es conveniente separar a dos de los componentes "clave". Siendo éstos, aquellos entre los cuales se puede establecer una separación, denominando así -- pues, a la gasolina, como componente clave ligero (CKL) y a la turbosina, como componente clave pesado (CKP).

III.5.5 Cálculo de la Volatilidad Relativa (α_r)

$K_R = (\text{CTe de equilibrio del componente de referencia})$

$K_R = K_{CKP} = 0.18$

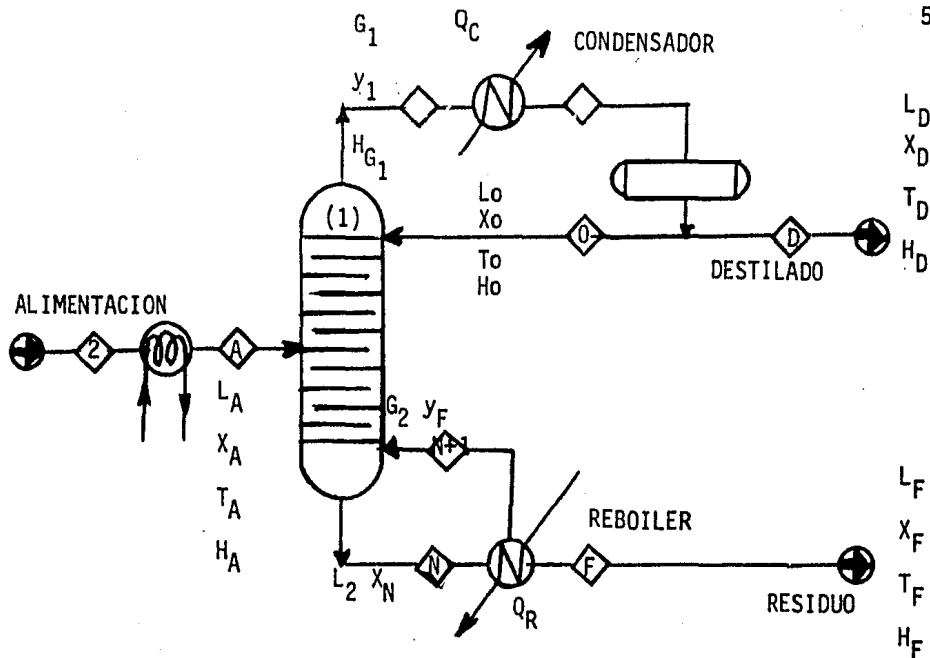
Componente	$k_{325^{\circ}\text{F}}$	$K_R = K_{\text{CKP}}$	$\frac{K_{325^{\circ}\text{F}}}{K_R} = \alpha_r$
Gasolina	2.26	1.86×10^{-1}	12.0
Turbosina	1.8×10^{-1}	1.86×10^{-1}	1.0
Kerosina	1.8×10^{-1}	1.86×10^{-1}	9.67×10^{-1}
Diesel	3.8×10^{-2}	1.86×10^{-1}	1.70×10^{-2}
Gasóleo	3.8×10^{-4}	1.86×10^{-1}	2.10×10^{-3}
Residuo	4.7×10^{-5}	1.86×10^{-1}	3.00×10^{-4}

T A B L A III.6

Definidos los componentes clave y de referencia, así como el cálculo de la volatilidad de los componentes existentes en la mezcla de alimentación, se procede al cálculo del número de platos de la columna; Para efectuar esta operación y corroborar si la columna existente (DA-10-1101), sirve para efectuar el proceso y recuperar la gasolina.

III.5.6 Balance de Energía.

Considerando que la columna opera adiabáticamente, -- los únicos cambios térmicos producidos se llevan a cabo en el rehervidor y condensador.



Balace Entálpico Total

$$L_A H_A + Q_R = L_F H_F + L_D H_D + Q_C \quad (\text{Ec. III.9})$$

Balace Alrededor del Condensador

$$G_1 H_1 = L_o H_o + L_D H_D + Q_C \quad (\text{Ec. III.10})$$

Como $G_1 = L_o + L_D$; $L_o/L_D = R$; $L_o = R L_D$; $H_o = H_D$

$$\bullet \bullet \bullet G_1 (H_1 - H_o) = Q_C \quad (\text{Ec. III.11})$$

Sustituyendo Datos:

$$G_1 = 20303.45 \text{ lb/hr}$$

$$H_1 = 270 \text{ Btu/lb} \quad (T_D = 260^\circ\text{F y } K = 11.5) \text{ Fig. 5 Apéndice-B.}$$

$$H_D = 140 \text{ Btu/lb} \quad (T_o = 92^\circ\text{F y } K = 11.5) \text{ Fig. 5 Apéndice B.}$$

$$Q_C = G (H_1 - H_o); 26 \ 39448.5 \text{ Btu/hr.}$$

Si se utiliza aire

$$G_1 (H_1 - H_0) = L_{\text{Aire}} \bar{C}_p \text{Aire} (T_s - T_o) \quad (\text{Ec. III.12})$$

$$L_{\text{Aire}} = \frac{G_1 (H_1 - H_0)}{\bar{C}_p \text{Aire} (T_s - T_o)} = 50275.21 \text{ lb/hr}$$

$$T_s = 280^\circ\text{F}$$

$$T_e = 70^\circ\text{F}$$

$$\rho_{\text{Aire}} = 0.1025 \text{ lb/ft}^3$$

$$\bar{C}_p \text{Aire} = 0.25 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$L_{\text{Aire}} = 50275.21 \text{ lb/hr}$ Gasto de aire que deberá ser proporcionado por el ventilador.

Balance Alrededor del Rehervidor

$$L_N H_N + Q_R = G_{N+1} (H_{N+1}) + L_F H_F ; L_N = (G_{N+1} + 1) + L_F \quad (\text{Ec. III.13})$$

$$Q_R = G_{N+1} (H_{N+1}) + L_F H_F - L_N H_N \quad (\text{Ec. III.14})$$

Si se utiliza vapor en el rehervidor y éste cede su calor latente.

$$Q_R = G \text{ vapor} (H_e - H_s).$$

En donde H_e y H_s son las entalpías del vapor y del condensador entrantes y salientes del rehervidor.

Por otro lado, partiendo de la (Ec. III.9), se tiene que:

$$Q_R = L_F H_F + L_D H_D + Q_C - L_A H_A \quad (\text{Ec. III.15})$$

$$H_F = 260 \text{ Btu/lb} \quad (*T_F = 360^\circ\text{F}, K = 11.5) \quad \text{Fig. 5 Apéndice B.}$$

$$H_D = 140 \text{ Btu/lb } (*T_D + 260^\circ\text{F}, K = 11.5) \quad \text{Fig. 5 Apéndice B.}$$

$$H_A + 280 \text{ Btu/lb } (*T_F = 325^\circ\text{F}, K = 11.5) \quad \text{Fig. 5 Apéndice B.}$$

$$L_F = 39820.5 \text{ lb/hr}$$

$$L_D = 18799.5 \text{ lb/hr}$$

$$L_A = 58620.0 \text{ lb/hr}$$

$$Q_R = 3378064.79 \text{ Btu/hr}$$

$$G_{\text{Vapor}} = \frac{Q_R}{\lambda \text{ Vaporización}} = \frac{3.38 \times 10^6}{396} = 3461.13 \text{ lb/hr.}$$

$$G \text{ Vapor} = 1.57 \text{ Ton/hr.}$$

Vapor necesario para el calentamiento (Fondos de DA-10-1101).

Una vez definidos los componentes clave y de referencia; así como el cálculo de la volatilidad de los componentes existentes en la mezcla de alimentación, se procede al cálculo del número de platos de la columna.

III.5.7 Determinación del Número de Platos en la Columna.

Método Corto de Underwood.

Este método es el más simple, y consiste en suponer que los productos son los mismos en una operación a reflujo total; suponiendo la misma distribución de los componentes clave; esta distribución puede calcularse mediante la ecuación de Fenske-Underwood. Para ello es necesario conocer lo siguiente:

- 1) Balance de Materiales (Tabla III.5)
- 2) Temperaturas y Presiones de Operación.
 - a) Se fijan las condiciones en el tanque de reflujo como

líquido en su punto de burbuja a la presión de operación (tomadas del diagrama de fases gasolina).

b) Tomando el 1.5 psfa. de incremento de presión en el plato del domo de la columna, el punto de rocío de los vapores de cabeza (Destilados), es calculado a una $P = 11.0 \text{ lb/in}^2$ y a 260°F (datos tomados del diagrama de fases gasolina y turbosina).

c) Se fijan las condiciones a las cuales se alimenta la carga a la columna; mismos que son:

$$*T_A = 325^\circ\text{F} \quad P = 11.5 \text{ lb/in}^2$$

d) Tomando un incremento ligeramente mayor de presión, con relación a la presión del domo, el punto de burbuja de los fondos es calculado con 360°F y 12.0 PSI -- (Diagrama de fases gasolina y turbosina).

3) Volatilidad Relativa (α_r)

Se refiere a la volatilidad del componente más volátil en la mezcla de Hc. $\alpha_r = 12.0$

III.5.8 Platos mínimos a Reflujo Total.

Es el número de etapas de separación requeridas para obtener la separación especificada a condiciones de reflujo total, es calculado por medio de Ec. de Fenske-Underwood.

$$N_m = \frac{\log(LCKLD \times LCKPF)}{\log(LCKLF \times LCKPD)} \div \log \alpha_r$$

(Ec. III.16).

Donde: N_m = Número de etapas teóricas a reflujo total.

LCKLD = Componente clave ligero en el destilado.

LCKLF = Componente clave ligero en los fondos.

LCKPD = Componente clave pesado en el destilado.

α_r = Volatilidad relativa. (Componente más volátil).

Sustituyendo datos y resolviendo la ecuación. (III.16)

$$N_m = ?$$

$$LCKLD = 121.57 \text{ lb mol/hr}$$

$$LCKPF = 61.47 \text{ lb mol/hr}$$

$$LCKLF = 6.4 \text{ lb mol/hr}$$

$$LCKPD = 3.24 \text{ lb mol/hr}$$

$$\alpha_r = 12.0$$

$$N_m = \text{Log} [(121.57 \times 61.47)/(6.24 \times 3.24)] \div \text{Log } 12$$

$$N_m = 2.38$$

III.5.9 Relación de Reflujo Mínimo y de Operación.

El tema de reflujo mínimo ha sido de interés continuo en destilaciones de multicomponentes y se han propuesto varios procedimientos para determinarlo; diez de estos procedimientos se encuentran citados en la bibliografía mencionada al final del capítulo.

Existen dos tipos de métodos empíricos para estimar las nece-

sidades en cuanto a reflujo y número de etapas; nos referimos al método de Guilliland y el de Packie; siendo el más generalmente usado el de Guilliland, el cual consiste en una correlación.

Correlación de Guilliland

Cuando se usa la Fig. III.1, el número mínimo de etapas se determina por el método de Fenske-Underwood para reflujo total; añadiendo una etapa para el hervidor.

El reflujo mínimo se puede determinar gráficamente; alternativamente, se puede calcular algebraicamente por alguno de los métodos listados en la bibliografía.

Probablemente el método algebraico más popular, es el Underwood, que fue desarrollado para sistemas de volatilidad relativa constante y con calores de vaporización también constantes. Las ecuaciones empleadas son:

$$1-q = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i (X_{F,i})}{\alpha_i - \theta} \quad (\text{Ec. III.17})$$

$$\text{y } R_m + 1 = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i (X_{D,i})}{\alpha_i - \theta} \quad (\text{Ec. III.18})$$

En donde θ es la constante que satisface a la ecuación III.17 y cuyo valor es intermedio entre las volatilidades de los componentes clave.

El método consiste en encontrar el valor de θ que satisfaga a la Ec. III.17 y sustituir el valor de θ en la Ec. III.18 para obtener R_m .

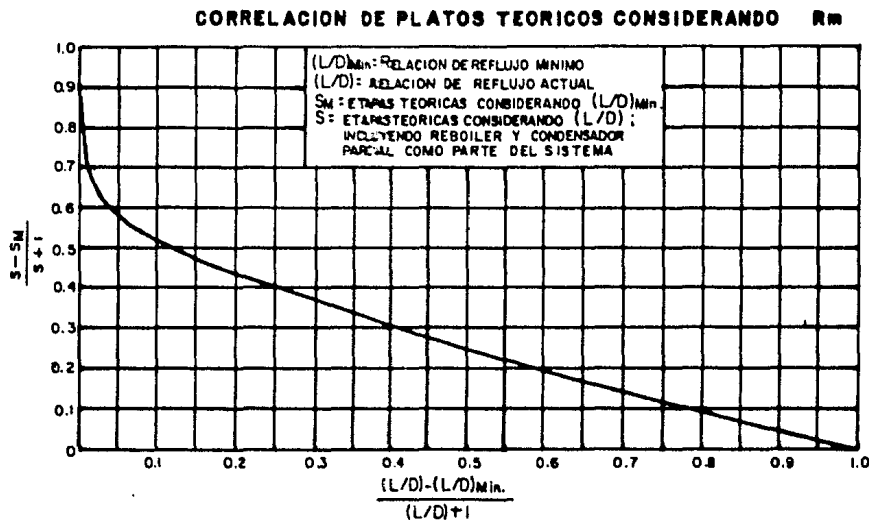


FIG. III.1 Ludwig, E.E. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. P7.

Para nuestro caso $q = 1$ (Alimentación = punto de burbuja)

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i (X_{A_i})}{\alpha_i X_i - \theta} = 0 \quad (\text{Ec. III.19})$$

θ tendrá un valor comprendido entre los valores de 12 y 1.0, - que son las volatilidades relativas de los componentes clave en la mezcla de Hc.

Por iteración $\theta = 1.45$

Componente	X_{Ai}	α_{Ai}	$\alpha_{Ai}(X_{Ai})$	$\alpha_{Ai}-\theta$	$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{Ai}(X_{Ai})}{\alpha_{Ai}-\theta} = 0$
Gasolina	0.424	12.0	5.09	10.55	+ 0.482
Turbosina	0.214	1.0	2.14×10^{-1}	0.45	- 0.476
Kerosina	0.047	0.167	7.85×10^{-3}	-1.283	- 0.006
Diesel	0.166	0.017	2.82×10^{-3}	-1.433	- 0.002
Gasóleo	0.121	0.0021	2.54×10^{-4}	-1.448	- 0.0002
Residuo	0.028	0.0003	8.4×10^{-6}	-1.450	
					0.0000 ok.

$\theta = 1.45$ (Valor correcto)

Sustituyendo el valor de θ en la (Ec. III.18), tenemos:

Componente (X_{Di})	α_{ri}	$\alpha_{ri}(X_{Di})$	θ	$\alpha_{Di}-\theta$	$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ri}(X_{Di})}{\alpha_{ri}-\theta} = R_{m+1}$	
Gasolina	0.974	12	11.688	1.45	10.55	1.108
Turbosina	0.026	1	0.026	1.45	-0.45	-0.058
						1.05
Kerosina	-	-	-	-	-	-
Diesel	-	-	-	-	-	-
Gasóleo	-	-	-	-	-	-
Residuo	-	-	-	-	-	-

Determinado el valor de $\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ri}(X_{Di})}{\alpha_{ri}-\theta}$, se procede a calcular R_m ,

lo cual se tiene:

$$R_m + 1 = 1.05 \Rightarrow R_m = 1.05 - 1 \therefore R_m = 0.05$$

Reflujo de Operación (Rop).

$$(Rop) = 1.5 (Rm) \text{ Rop} \implies 1.5 (0.05) \quad \underline{Rop = 0.08}$$

Obtenido el valor de Rop y usando la correlación de Guilli---land, se procede al cálculo del número mínimo de platos.

$$\frac{Rop - Rm}{Rop + 1} = \frac{0.08 - 0.05}{0.08 + 1} = 0.03$$

Haciendo uso de la Fig. III.1, se grafica el valor de $\frac{Rop-Rm}{Rop+1}$ = 0.03 y se determina el valor de $\frac{N - Nm}{N + 1} = \frac{S - Sm}{S + 1}$

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0.7 \quad (\text{Fig. III.1}).$$

Tomando en consideración el número de platos mínimo a reflujo mínimo, igual a 2.38, (valor obtenido mediante la ecuación de Fenske-Underwood) y sustituyendo el valor de Nm en la ecua---ción, se tiene:

$$Nm = 2.38 + \text{Rehervidor} = 3.38$$

$$\frac{N - 3.38}{N + 1} = 0.70 \implies N - 3.38 = 0.7 N + 0.7$$

$$N = 13.60 \implies N = 14 \text{ platos teóricos}$$

Sabiendo que la torre está constituida por platos tipo sieve o tipo malla, como se observa en la Fig. III.2, se calcula la eficiencia que presentan éstos en tal operación, mediante la correlación de Drickamer y Bradford, la cual consiste en obtener la viscosidad molar promedio de alimentación y usar la Figura III.3

PLATO TIPO SIEVE (Malla)

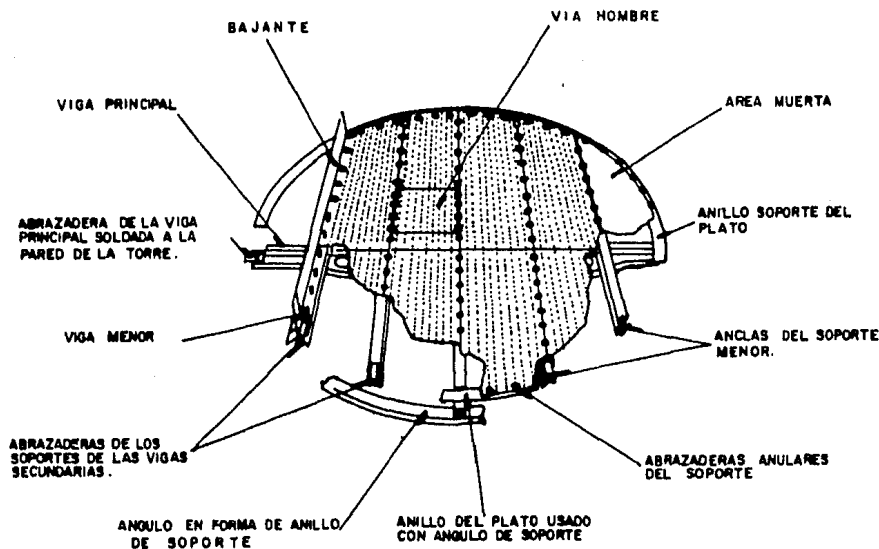


FIG. III. 2 Ludwig, E. E Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, P95.

III.5.10 Cálculo de la Viscosidad Promedio

Componente	T_B (°F)	°API	Sp.Gr (60/60°F)	K	(Centistokes) (Cps)	
Gasolina	280	63	0.7278	12.5	0.24	0.175
Turbosina	433	45	0.8022	11.7	0.26	0.209
Kerosina	542	36	0.8432	11.77	0.28	0.236
Diesel	639	34.7	0.8512	12.0	0.30	0.255
Gasóleo	660	17.5	0.9500	11.2	0.33	0.314
Residuo	713	8.0	1.0140	10.8	0.40	0.422
					1.611	

Viscosidad Absoluta = Viscosidad en Centistokes

$$X \text{ Sp Gr } 60/60^\circ\text{F} = [\quad] = (C_{PS}) = 0.30$$

De la Fig. III.3; se obtiene la eficiencia del plato, la ---

Correlaciones empíricas de eficiencias globales para fraccionamiento y adsorción de hidrocarburos.

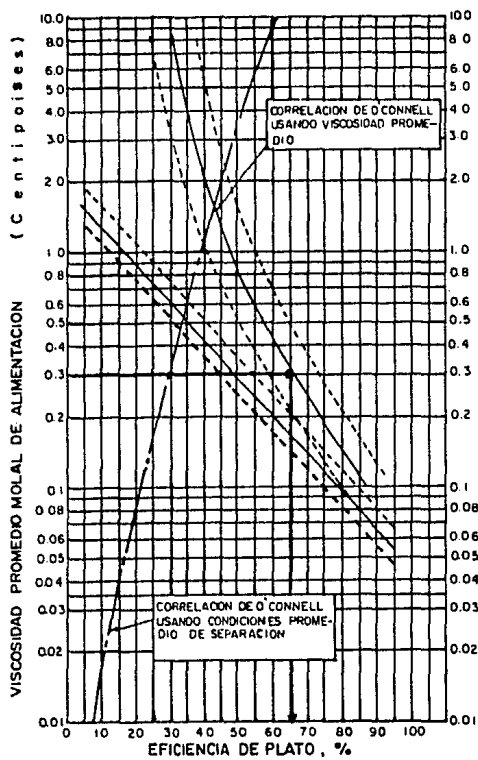


FIG. III. 3 Ludwig, E.E, Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Vol. 2, P. 15

cual es igual a 65%.

Calculando la eficiencia que presentan los platos en esta operación, se procede al cálculo de número de platos reales.

III.5.11 Cálculo del Número de Platos Reales.

Número de platos reales = $\frac{\text{Número de platos teóricos}}{\text{Eficiencia del Plato}}$

$$N_R = \frac{N_m}{\sigma} = \frac{13.60}{0.65} = 20.92 = 21 \text{ Unidades}$$

Una vez obtenido el número de platos reales, se procederá al cálculo del plato de alimentación.

III.5.12 Cálculo del Plato de Alimentación

La determinación del plato de alimentación, se hará mediante la ecuación de Kirkbride: (Ec. III.20).

$$\log m/P = 0.2061 \log \left\{ \frac{F}{D} \left(\frac{X_{CKP}}{X_{CKL}} \right)_A \left[\frac{F}{D} \left(\frac{X_{CKL}}{X_{CKP}} \right)_F \right]^2 \right\} \quad (\text{Ec. III.20})$$

Donde:

m = Representa el número de platos arriba del plato de alimentación.

P = Representa el número de platos abajo del plato de alimentación.

A = Lbs mol en la alimentación.

F = Lbs mol en el fondo de la columna.

D = Lbs mol en el Domo de la columna.

X_{CKP} = Fracción mol del componente clave pesado

X_{CKL} = Fracción mol del componente clave ligero

Sustituyendo datos y resolviendo la ecuación.

$$\log. m/p = ?$$

$$A = 301.59 \text{ lb mol/hr}$$

$$F = 176.59 \text{ lb mol/hr}$$

$$D = 124.81 \text{ lb mol/hr}$$

$$(X_{CKP})_A = 0.214 \text{ en la alimentación}$$

$$(X_{CKL})_F = 0.424 \text{ en la alimentación}$$

$$(X_{CKP})_F = 0.036 \text{ en los fondos}$$

$$(X_{CKP})_D = 0.026 \text{ en el destilado}$$

$$\log m/P = 0.206 \log \left\{ \left(\frac{176.78}{301.59} \right) \left(\frac{0.214}{0.424} \right) \left(\frac{0.036}{0.026} \right)^2 \right\} = 0.051$$

$$m/p = \text{Antilog } -0.051 = 0.890 \quad (1)$$

$$m+P = 13.60 \quad (2)$$

Resolviendo este sistema de ecuaciones, se tiene

$$P = 7.196 \quad \text{y} \quad m = 6.404$$

Por tanto, la alimentación se hace sobre el plato 6 o sea en el plato 7, numerados de arriba hacia abajo.

III.5.13 Determinación del tamaño de la columna.

Para calcular el diámetro de la columna, se hará mediante la ecuación de Souders y Brown, quienes sugirieron usar la Ley de Stokes como base para estimar el diámetro mínimo de una columna.

$$V_s = C_s \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} \quad (\text{Ec. III.21}).$$

Donde:

V_s = Velocidad lfmite en ft/seg basada en la acción transversal total de la columna.

ρ_L = Densidad del líquido

ρ_G = Densidad del vapor

C_s = Constante adimensional cuyo valor depende de detalles -- del plato y de la tensión superficial del líquido, cuyos valores se encuentran en la tabla III.7

T A B L A III.7

VELOCIDAD DE DISEÑO PARA BAJANTES				
CALIDAD ESPUMANTE DEL LIQUIDO	Servicio Típico	VELOCIDAD*PIE/SEG CON ESPACIAMETO ENTRE PLATOS DE:		
		18 plg	24 plg	30 plg.
Ligero	Mayoría de los sistemas de Hidrocarburos	0.5	0.6	0.7
Mediano	Absorbentes, columnas para crudos	0.4	0.5	0.6
Enérgico	Torres de vacío, columnas de aminas	0.3	0.3	0.4

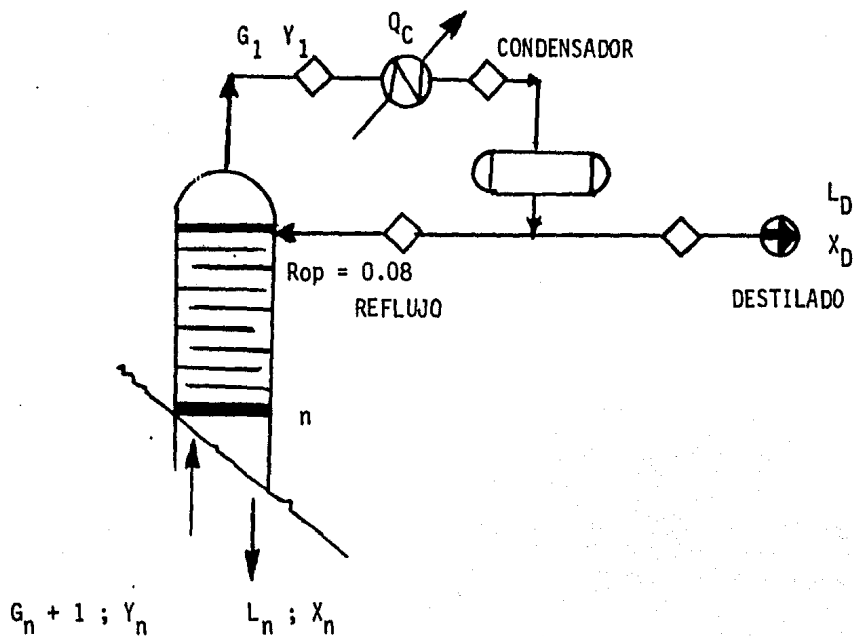
*Calculado como líquido limpio.

1) Cálculo del diámetro sección de enriquecimiento.

$$L_D = 124.81 \text{ lb/hr}$$

$$X_{DCKL} = 0.974$$

$$X_{DCKP} = 0.026$$



Balance de Materia Domo de la Columna

$$L_1 = (R_{op}) (L_D)$$

$$L_D = 124.81 \text{ lb mol/hr}$$

$$R_{op} = 0.08$$

$$L_1 = (R_{op}) (L_D) = 0.08 \times 124.81 \text{ lb mol/hr} = 9.92 \text{ lb mol/hr.}$$

$$G = L_D + L_1 = 124.81 + 9.98 = 134.79 \text{ lb mol/hr}$$

$$M_{\text{Gasolina}} = 129.4 \text{ lb/lb mol}$$

$$M_{\text{Turbosina}} = 171.85 \text{ lb/lb mol}$$

$$M_D = 0.974 (129.4) + 0.026 (171.85) = 130.5 \text{ lb/lb mol.}$$

$$L = 130.5 \text{ lb/lbmol} (9.98 \text{ lb mol/hr}) = 1302.39 \text{ lb/hr}$$

$$G = 130.5 \text{ lb/lb mol} (134.79 \text{ lb mol/hr}) = 17590.10 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_G = \frac{M_D \cdot P}{R \cdot x \cdot t} = \frac{130.5 \text{ lb/lb mol} \times 11.3 \text{ lb/m}^2}{10.73 \frac{\text{lb ft}^3}{\text{in}^2 \text{ lb mol}^\circ\text{R}} \times (260^\circ\text{F} + 460^\circ\text{F})^\circ\text{R}}$$

$$\rho_G = 0.191 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \frac{1}{S_p \cdot Gr \times 60/60^\circ\text{F}}$$

$$S_p \cdot Gr \ 60/60^\circ\text{F} = \frac{0.8432 + 0.8512 + 0.95 + 1.0114}{4} = 0.91$$

$$\begin{aligned} \rho_L &= S_p \cdot Gr \ 60/60^\circ\text{F} \times 62.21 \text{ lb/ft}^3 = \frac{1}{0.91} \times 62.31 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 68.46 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Sustituyendo valores en la Ec. de Souders - Brown (Ec. III.21)

$$V_s = C_s \sqrt{\frac{\rho_t - \rho_G}{\rho_G}} = C_s \frac{(\rho_L - \rho_G)^{1/2}}{\rho_G} = [\quad] = \text{pies/seg}$$

$C_s = 0.5 \text{ ft/seg}$ (Tabla III.7 \Rightarrow Espacio - platos =

18.9 pulg.

$$V_s = 0.5 \frac{(68.46 - 0.191)^{0.5}}{0.191} = 9.45 \text{ ft/seg}$$

$$G = 17590.10 \text{ lb/hr} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ seg}} = 293.17 \text{ lb/seg}$$

$$Q = \frac{G}{(1/\rho)_1} = \frac{293.17 \text{ lb/seg}}{5.24} = 55.95 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$S = \frac{Q}{V_s} = \frac{55.95 \text{ ft}^3/\text{seg}}{9.45 \text{ ft/seg}} = 5.92 \text{ ft}^2$$

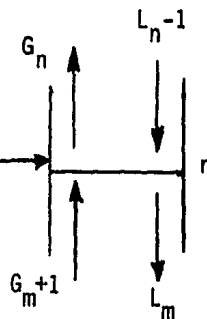
$$S = \frac{\pi D^2}{4} ; D = \sqrt{\frac{5.92}{0.785}} ; D = \sqrt{\frac{5.92}{0.785}} = 2.75$$

$D = 2.75 \text{ ft}$

- 2) Cálculo del Diámetro Sección de Agotamiento como la Alimentación, se hace al Punto de Burbuja. (Líquido Saturado). $q = 1$

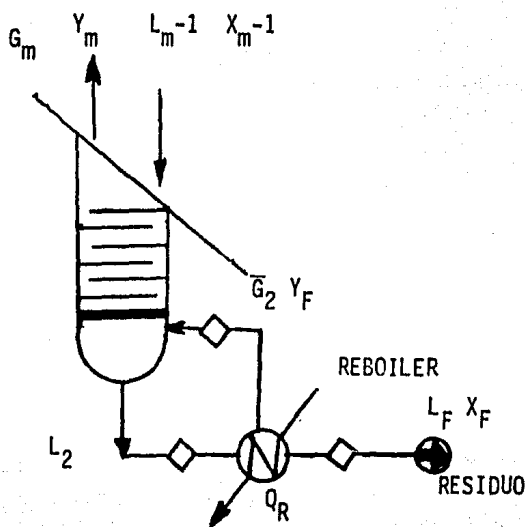
$$L_A = 301.59 \text{ lb mol/hr}$$

ALIMENTACION



$$L_2 = L_1 + L_A$$

→ que $G_1 = G_2$



$$L_2 = L_1 + L_A$$

$$L_2 = 9.98 \text{ lb mol/hr} + 301.59 \text{ lb mol/hr} = 311.57 \text{ lb mol/hr}$$

$$G_1 = G_2$$

$$G_2 = 134.79 \text{ lb mol/hr}$$

$$\bar{M}_F = 0.036(129.4) + 0.348(171.85) + 0.080(217.4 + 0.283(273.0) + 0.206(324) + 0.047(364)$$

$$\bar{M}_F = 242.97 \text{ lb/lb mol.}$$

$$\rho_G = \frac{\bar{M}_F^P}{Rt} = \frac{242.92 \text{ lb/lb mol} \times 11.3 \text{ lb/in}^2}{10.73 \frac{\text{lbFt}^3}{\text{in}^2 \text{ lb mol}^\circ\text{R}} \times (860)^\circ\text{R}} = 0.278 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_L = \frac{1}{S_p \cdot Gr_{60/60^\circ\text{F}}}$$

$$S_p \cdot Gr_{60/60^\circ\text{F}} = \frac{0.7273+0.8022+0.8432+0.8512+0.95+1.014}{6} = 0.865$$

$$\rho_L = \frac{1}{S_p \cdot Gr_{60/60^\circ\text{F}}} = 1.156 \times 62.3 \text{ lb/ft}^3 = 72.023 \text{ lb/ft}^3$$

Sustituyendo valores en la Ec. de Souder and Brown

$$V_s = C_s \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} = C_s \left(\frac{\rho_L}{\rho_G} - 1 \right)^{\frac{1}{2}} = [\quad] = \text{pies/seg.}$$

$$C_s = 0.5 \text{ ft/seg (Tabla III.7)} \Rightarrow \text{Espacio } \div \text{ platos } 18.9 \text{ plg}$$

$$V_s = 0.5 \frac{(72.023 - 0.278)^{0.5}}{0.278} = 8.03 \text{ ft/seg.}$$

$$G_2 = 134.39 \text{ lb mol/hr}$$

$$G_2 = 134.79 \text{ lb mol/hr} \times (242.97 \text{ lb/lb mol}) = 32749.93 \text{ lb/hr}$$

$$G_2 = 32749.93 \text{ lb/hr} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 545.83 \text{ lb/min.}$$

$$Q = \frac{G_2}{\rho_2} = \frac{545.83 \text{ lb/hr}}{3.6} = 151.62 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$S = \frac{Q}{V_s} = \frac{151.62 \text{ ft}^3/\text{seg}}{8.03 \text{ ft}^3/\text{seg}}$$

$$S = \frac{11}{4} D^2 ; D = \sqrt{\frac{S}{0.785}} ; D = \sqrt{\frac{18.18}{0.785}} = 4.91 \text{ ft}$$

$$D = 4.91 \text{ ft} \quad \text{ok.}$$

III.5.14 Cálculo de la Eficiencia Total de la Columna.

Para calcular la eficiencia total de la columna, será usada la correlación de O'Connell, que consiste en multiplicar a la viscosidad del líquido (en centipoises) por la volatilidad relativa de los componentes clave:

Componente	μ (Centipoises)	α_{rckL}	α_{rckp}
Gasolina	-	12	1
Turbosina	-	"	"
Kerosina	0.236	"	"
Diesel	0.255	"	"
Gasóleo	0.314	"	"
Residuo	0.422	"	"

Producto = Viscosidad x Volatilidad

$$\begin{aligned} \text{Producto} &= 0.236(12) + 0.236(1) + 0.255(12) + 0.255(1) + \\ &0.314(12) + 0.314(1) + 0.422(12) + 0.422(1) = \\ &15.96 \end{aligned}$$

De la figura III.4

Eficiencia Total de la Columna = 65%

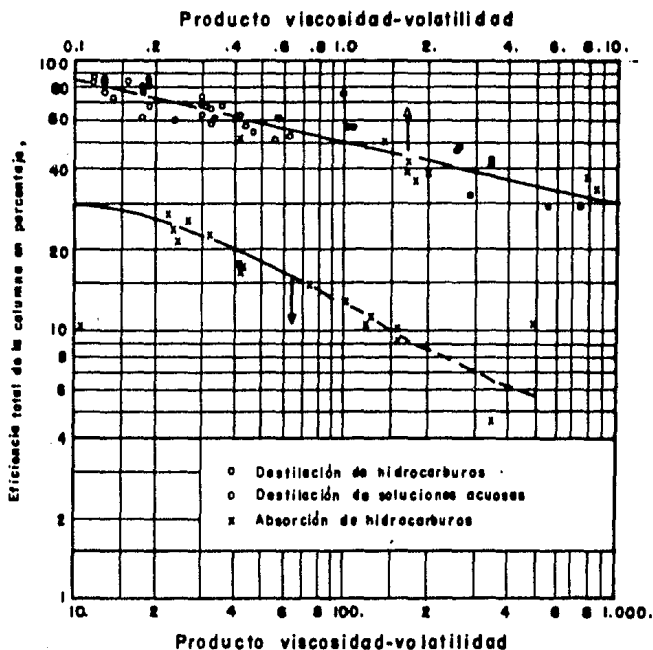


FIG. III. 4 DESTILACION , PRINCIPIOS Y METODOS DE DISEÑO
R. J. HENGSTEBECK, C. E. C. S. A 1964, P 266.

El diseño de la columna no se completa con fijar el reflujo, los aditamentos internos y los dispositivos de regulación, si no que deben diseñarse condensador, hervidor, y otros cambiadores de calor; deben elegirse las bombas, se ha de fijar el tamaño de las líneas, hay que planear la ubicación de las instalaciones y especificar simientos y soportes.

Como el problema es verificar si el equipo ya instalado cumple con las condiciones del proceso por establecer, únicamente se diseñará el equipo que sea necesario para el proceso.

III.6.- ...CALCULO DEL EQUIPO AUXILIAR.

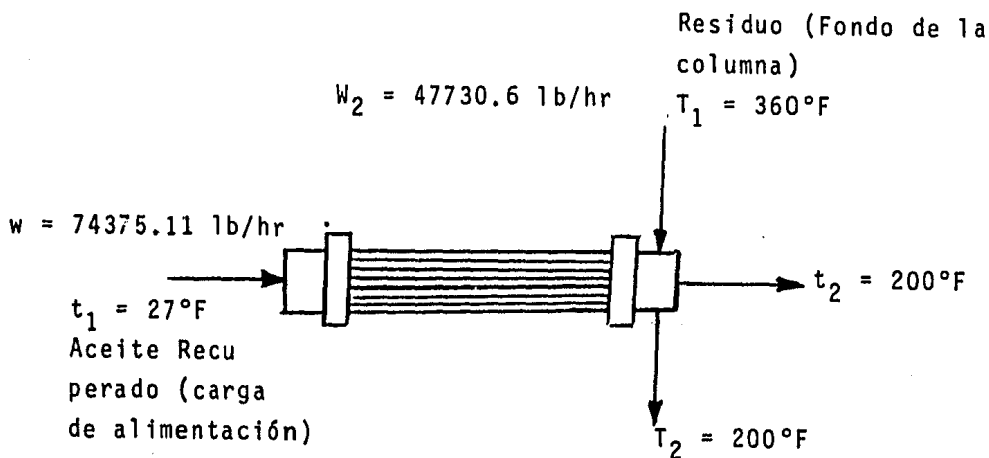
Equipo de Transferencia de Calor

De acuerdo al diagrama de flujo de proceso (aceite recuperado); la columna de destilación lleva integrado los siguientes equipos de transferencia de calor:

- 1.- Cambiador de Calor CH-10-1301; primer precalentador.
- 2.- Cambiador de Calor CH-10-1304; cambiador de calor de ajuste.
- 3.- Cambiador de Calor CH-10-1305; segundo precalentador.
- 4.- Cambiador de Calor CH-10-1306; enfriador de productos fondo de la columna. (Equipo nuevo del proceso).
- 5.- Condensador de Domo enfriado por Aire CH-10-1303.
- 6.- Rehervidor Calentado con Vapor CH-10-1302.

III.6.1 Cálculo de las Condiciones Térmicas de Operación de los Cambiadores de Calor en la Carga de Alimentación.

Análisis térmico de la carga, procedente del tanque de balance, TH-10-1201, hacia el primer precalentador CH-10-1301



Jentendo que:

$$Q_c = W_1 C_{p1} (t_2 - t_1) \quad (\text{Ec. III.22})$$

$$Q_R = W_2 C_{p2} (T_1 - T_2) \quad (\text{Ec. III.23})$$

$$\text{Si } Q_c = Q_R \quad (\text{Ec. III.24})$$

$$t_2 = t_1 + \frac{w_2 c_{p2}}{w_1 c_{p1}} (T_2 - T_1) \quad (\text{Ec. III.25}).$$

Secuencia de cálculo

- 1° Conocer w_1 ó w_2
- 2° Suponer t_2
- 3° Conocer C_{p2}
- 4° Con t_1 conocer C_{p1}
- 5° Resolver la ecuación (Ec. III.25)
- 6° Si $T_2 = t_2$ ok

Solución:

$$w_1 = 74375.11 \text{ lb/hr}$$

$$w_2 = 176.78 \text{ lb mol/hr} \times \bar{M} \text{ (Fondo de la columna)}$$

$$w_2 = 176.8 \text{ lb mol/hr} \times 270 \text{ lb/lb mol} = 47730.6 \text{ lb/hr}$$

Primera suposición

$$*T_2 = 180^\circ\text{F}$$

$$C_{p2} \text{ @ } \begin{matrix} 270 \\ 28^\circ\text{API} \end{matrix} = 0.51 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \text{ (Fig. 2 Apéndice B)}$$

$$72^\circ\text{F}$$

$$C_{p1} \text{ @ } \begin{matrix} 35^\circ\text{API} \end{matrix} = 0.45 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \text{ (Fig. 2 Apéndice B)}$$

$$t_2 = t_1 + \frac{w_2 C_{p2}}{w_1 C_{p1}} (t_1 - t_2) = 215.75^\circ\text{F}$$

Segunda suposición

$$T_2 = 200^\circ\text{F}$$

$$280^\circ\text{F}$$

$$C_{p2} \text{ @ } \begin{matrix} 28^\circ\text{API} \end{matrix} = 0.56 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \text{ (Fig. 2 Apéndice B).}$$

$$72^\circ\text{F}$$

$$C_{p1} \text{ @ } \begin{matrix} 35^\circ\text{API} \end{matrix} = 0.45 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \text{ (Fig. 2 Apéndice B).}$$

$$t_2 = t_1 + \frac{w_2 C_{p2}}{w_1 C_{p1}} (t_1 - t_2) = 199.78^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 199.78^\circ\text{F}, t_2 \approx 200^\circ\text{F}$$

La temperatura $t_2=200^\circ\text{F}$

III.6.2. Cálculo del intercambiador de calor CH-10-1301

Datos de Diseño.

Coraza:

DI = $17\frac{1}{4}$ pulg.

Espacio entre los deflectores = 12"

Número de pasos = 1

Tubos:

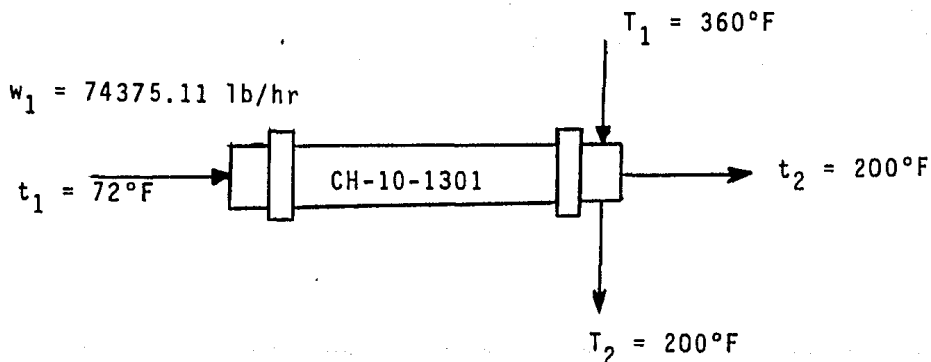
Número de tubos = 177

DE = $3/4$ "; longitud = 20'0; BWG = 14

PITCH = \square

Número de pasos = 2

Condiciones térmicas



Balance de Calor.

Fluido frío: Aceite recuperado de 35°API

$$w = 301.59 \text{ lb mol/hr (74375.11 lb/hr)}$$

$$t_1 = 72^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p = (136^\circ\text{F}) : 0.45 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F (Fig. 2 Apéndice B)}$$

Fluido Caliente: Mezcla de Hidrocarburos fondo de la columna-
(Turbosina, kerosina, Diesel, gasóleos y re-
siduo).

$$w = 47739.44 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = 360^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 200^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p (280.0^\circ\text{F}) : 0.56 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$\bar{KAV} = 12.5 \text{ (valor de K promedio)}$$

Para el fluido frío:

$$Q = w_1 \bar{C}_p (t_2 - t_1) = 4284006.34 \text{ Btu/lb}$$

Para el fluido caliente:

$$Q = w \bar{c}_p (T_1 - T_2) ; w = \frac{Q}{\bar{C}_p (T_1 - T_2)} = 47739.44 \text{ lb/hr}$$

Diferencia de Temperatura Δt :

Fluido Caliente	Fluido Frío	Diferencia
360°F Alta	200°F	160°F Δt_2
200°F Baja	72°F	128°F Δt_1
160°F Diferencia	128°F	32°F $\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 143.57^\circ\text{F}$$

Como el cambiador es de dos pasos en los tubos y uno en la co raza.

$$\Delta t = LMTD \times F_T = 129.21^\circ\text{F}$$

Aplicando el método de prueba y error, se obtienen los si--- guientes resultados:

$$*U_D = 24, A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = 1381.47 \text{ ft}^2$$

Tomando como base los datos de diseño, se tiene lo siguiente:

Fluido Caliente: Coraza (fondo de la columna)

$$a_s = D \times C' B / 144 \text{ Pt} = 1.44 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 33146.25 \text{ lb/hr}$$

$$R_{es} = \frac{De G_s}{\mu} = 300.64$$

$$J_H = 10 \text{ (Fig. 28 pág. 943 Kern)}$$

$$h_o = J_H \frac{K}{De} (Cu/K)^{1/3}, h_o = 38.44 \frac{\text{Btu}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Fluido Frío: Tubos (Aceite recuperado-carga)

Area de flujo, $a_t = 0.268 \text{ in}^2$ (Tabla 10 Pag. 948 Kern)

$$a_t = Nt \text{ at}' / 144n = 0.1647 \text{ ft}^2$$

$$G_t = w/at = 451579.3 \text{ lb/hr ft}^2$$

$$Re_t = \frac{DGt}{\mu} = 3927.17$$

$$J_H = 13 \text{ (Fig. 24 pag. 939 Kern)}$$

$$h_{io} = J_H \frac{K}{D} (C u/K)^{1/3}, h_{io} = 74.4 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 25.35$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} = 0.002$$

Este valor, se ajusta el valor del factor de obstrucción requerido según tabla 12, páginas 950-951- del Kern.

Caída de Presión.

Lado de la Coraza:

$$\text{Para Res} = 300.64, f' = 0.004 \text{ (Fig. 29 pag. 944 Kern).}$$

$$\text{Número de cruces, } N + 1 = \frac{12 L}{B} = 20$$

$$D_s = 1.44 \text{ ft ; } S_p \cdot Gr = 0.84, \phi_s = 1.0$$

$$\Delta P_s = \frac{f' G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e S_p \cdot Gr \phi_s} = 3.3 \text{ lb/in}^2$$

Lado de Tubos:

$$\text{Para Res} = 3927.2, f' = 0.00035 \text{ (Fig. 26 Pag. 941 Kern).}$$

$$S_p \cdot Gr = 0.98, \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_t = \frac{f' G T^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_t S_p \cdot Gr \phi_t} = 4.2 \text{ lb/in}^2 \quad \text{ok}$$

Serán comparados estos resultados con los datos de diseño y - se verá si es posible usar este cambiador en el nuevo proceso establecido.

III.6.3 Utilizando la misma secuencia de cálculo para el cambiador CH-10-1301, se obtendrán los siguientes resultados para el cambiador de calor CH-10-1304 (precalentador de ajuste)

$$t = 313.0^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = 20, A = 831.67 \text{ ft}^2$$

$$\text{DI de coraza} = 19\frac{1}{4}''\phi$$

$$\text{No. de pasos en los tubos} = 2$$

$$\text{No. de pasos en la coraza} = 1$$

Fluido caliente: por tubos

$$at' = 0.268 \text{ in}^2 \text{ (tabla 10 Pag. 948 Kern)}$$

$$at = N_t at' / 144 = 0.208 \text{ ft}^2$$

$$Gt = \frac{W}{at} = 324728.65 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Ret} = \frac{D Gt}{at} = 310084.0$$

$$J_H = 600 \text{ (Fig. 24 Pag. 939 Kern)}$$

$$h_{io} = 4312.11 \text{ btu/hr ft}^2\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluido Frío: coraza

$$B = 2$$

$$a_s = \frac{DI \times c' \times B}{144 P_t} = 1.604 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 46368.52 \text{ lb/hr}$$

$$Res = \frac{De G_s}{\mu} = 1769.62$$

$$J_H = 23 \text{ (Fig. 28 Pag. 943 Kern)}$$

$$h_o = 55.32 \text{ Btu/hr ft}^2\text{°F}$$

$$U_c = 54.62$$

$$R_d = 0.0004$$

Este valor, se ajusta al valor del factor de obstrucción requerido, según tabla 12 pag. 950-951 --- Kern.

Caída de Presión.

Lado de Tubos:

Para Ret = 310084.0 ; $f' = 0.00026$ (fig. 26 Pag. 941 Kern).

$$Sp.Gr = 1.0 \quad \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_t = \frac{f' G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_t Sp.Gr \phi_t} = 5.5 \text{ lb/in}^2$$

Lado de la Coraza

Para Res = 1769.62 , $f' = 0.003$ (Fig. 29 pag. 944 Kern).

No. de cruces , $N + 1 = \frac{12 L}{B} = 20$

$D_s = 1.6'$; Sp.Gr = 0.85 , $\phi_t = 1.0$

$$\Delta P_s = \frac{f' G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 * 10^{10} D_e S \phi_s} = 2.5 \text{ lb/in}^2 \quad \text{ok}$$

III.6.4 Cálculo del Intercambiador CH-10-1305

Datos de Diseño.

Coraza:

DI = 19½" (pulg.)

Espacio entre los deflectores = 12"

Número de pasos = 1

Tubos:

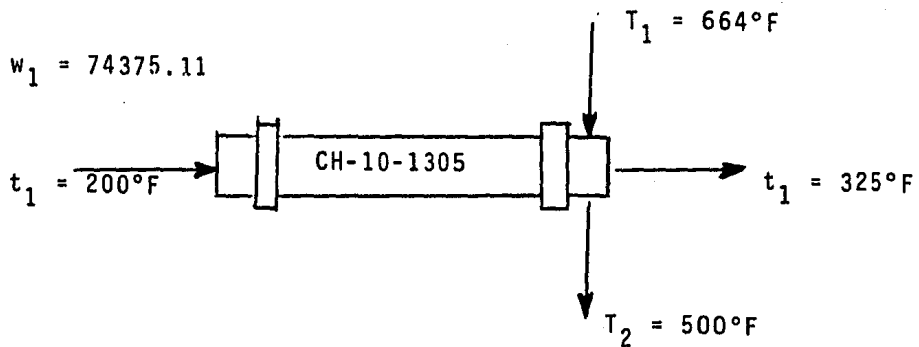
Número de tubos := 224

DE = ¾", longitud = 20' - 0" , BWG = 14

Pitch = □

Número de pasos en los tubos = 2

Condiciones Térmicas



Balance de Calor.

Fluido Frío: aceite recuperado de 35°API.

$$w = 301.59 \text{ lb mol/hr (74375.11 lb/hr)}$$

$$t_1 = 200^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 325^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p (262.5^\circ\text{F}): 0.56 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F (Fig. 2 Apéndice B)}$$

Fluido Caliente: vapor de H_2O

$$w = ?$$

$$T_1 = 664^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 500^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_{p2} (582^\circ\text{F}): 0.47 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \text{ (Fig. 4 Apéndice B)}$$

Para el Fluído Frío:

$$Q = w_1 C_{p1} (t_2 - t_1) = 5206257.7 \text{ Btu/lb}$$

Para el Fluído Caliente:

$$Q = w \bar{c}_{p2} (T_1 - T_2) ; w = \frac{Q}{\bar{c}_{p2} (T_1 - T_2)} = 67543.56 \text{ lb/hr}$$

$$Res = \frac{De Gs}{\mu} = 1769.62$$

$$Jh = 23 \text{ (Fig. 24 pag. 939 Kern)}$$

$$h_o = 55.32 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 54.62$$

$$R_d = 0.0006$$

Este valor, se ajusta al valor del factor de obstrucción requerido según tabla 12 pag. 950-951 del Kern.

Caída de Presión.

Lado de tubos:

$$\text{Para } Ret = 31008410 , f' = 0.00026 \text{ (Fig. 26 pag. 941 Kern)}$$

$$S_{p.Gr} = 1.0 , \phi_t = 1.0$$

$$\Delta Pt = \frac{f' G t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D S_{p.Gr} \phi_t} = 5.5 \text{ lb/in}^2$$

Lado de Coraza:

$$\text{Para } Res = 1769.62 , f' = 0.003 \text{ (Fig. 29 pag. 944 Kern)}$$

$$\text{No de cruces} , N + 1 = \frac{12 L}{B} = 20$$

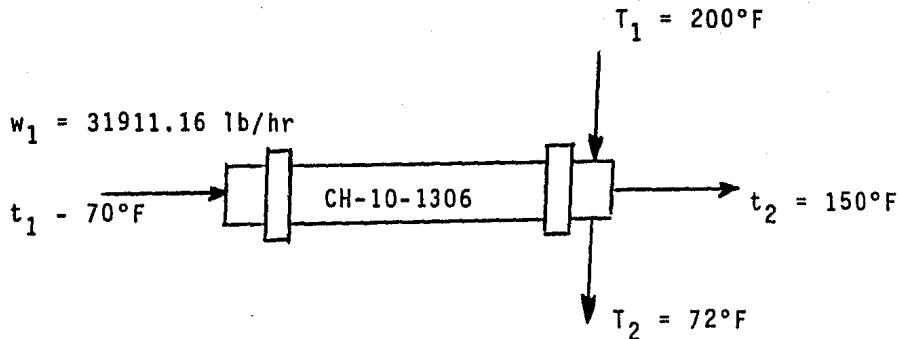
$$D_s = 1.6 , \text{ Sp.Gr} = 0.85 , \phi_t = 1.0$$

$$\Delta P_s = \frac{f' G_s^2 (N + 1)}{522 \times 10^{10} \text{ De Sp.Gr } \phi_s} = 2.5 \text{ lb/in}^2 \quad \text{ok}$$

III.6.5 Cálculo del Cambiador de Calor CH-10-1306

Enfriador de Productos de Fondos

Condiciones Térmicas



Balance de Calor

Fluido frío: H_2O de enfriamiento

$w = ?$

$$t_1 = 70^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 150^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p = (115^\circ\text{F}): 1.0 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Fluido Caliente:

$$w = 47739.44 \text{ lb/hr}$$

$$T_1 = 200^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 72^\circ\text{F}$$

$$\bar{C}_p = (136^\circ\text{F}) = 0.46 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

Para Fluido Caliente:

$$Q = w \bar{C}_p (T_1 - T_2) = 2872004.71 \text{ Btu/lb}$$

Para Fluido Frío:

$$Q = w \bar{C}_p (t_2 - t_1); w = \frac{Q}{\bar{C}_p (t_2 - t_1)}$$

$$w = 31911.16 \text{ lb/hr de H}_2\text{O de enfriamiento}$$

Diferencia verdadera de temperatura Δt .

Fluido Caliente	Fluido Frío	Diferencia
200°F Alta	160°F	40°F Δt_2
72°F Baja	70°F	2°F Δt_1
128°F diferencia	90°F	38°F $\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = 12.70^\circ\text{F}$$

Como el cambiador es de dos pasos en los tubos y uno en la co-
raza; $F_T = 1.0 \Rightarrow \Delta t = 12.7$

Para este cambiador de calor, se utilizarán tubos de 3/4" de-
Ø, BWG = 12, Long = 20'-6" y Pitch = 1"

Aplicando el método de prueba y error encontramos los siguien-
tes resultados:

$$U_D = 150 \quad A = \frac{Q}{U_D \Delta t} + 1507.61 \text{ ft}^2 \quad (140.14 \text{ m}^2)$$

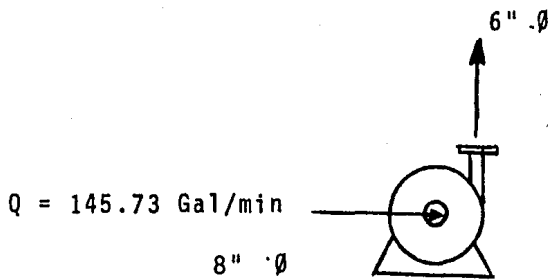
Esto indica que se puede usar un cambiador de calor con las -
mismas características que el CH-10-1305. Características -
que vienen tabuladas en el capítulo II, usando agua como me--
dio de enfriamiento.

III.6.6 Cálculo del Rehervidor y Condensador

El cálculo del rehervidor y condensador no será efectuado en-
este trabajo, por desconocer la información del diseño de los
mismos; conociéndose exclusivamente sus áreas de transferen--
cia y las cargas térmicas proporcionadas por el fabricante, -
según información del capítulo II. Estos serán usados por su
buen estado mecánico y de proceso para efectuar la operación.

III.7. CALCULO HIDRAULICO DEL SISTEMA.

III.7.1 Bombeo de Aceite Recuperado al Primer Precalentador - (CH-10-1501) de la columna.



Datos:

Bombas No: BA-10-1501 A/B

Fluido: Aceite recuperado de 35°API

Flujo: $1168.95 \text{ ft}^3/\text{hr}$

$T = 72^\circ\text{F}$

Sp.Gr = 0.85

$P_v = 0.2 \text{ lb/in}^2$

$\mu = 3.2 \text{ Centipoises}$

La longitud equivalente en la succión es aprox. 280 ft.

$Q = V/A$; donde el diámetro $\emptyset = 8''$

$$V = \frac{1168.95 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.3474 \text{ ft}^2 \times 3600 \text{ seg}} + 0.93 \text{ ft/seg}$$

$$\rho = 0.85 \times 62.3 = 52.96 \text{ lb/ft}^3$$

$$NR_e = \frac{V \rho D}{\mu} = 15233.46 ; E/D = 0.00023$$

Con NR_e y E/D , $f' = 0.021$

$$(Hfs) \text{ Succión} = \frac{f' V^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 0.119 \text{ ft}$$

La longitud equivalente en la descarga es aprox. a 580 ft.

$$Q = V \times A \quad V = \frac{Q}{A} ; \phi = 6" \text{ (pulg.)}$$

$$V = \frac{1168.95 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.2006 \text{ ft}^2 \times 3600 \text{ seg.}} = 1.62 \text{ ft/seg}$$

$$\rho = 52.96 \text{ lb/ft}^3$$

$$NR_e = \frac{V \rho D}{\mu} = 20164.111 ; E/D = 0.0003$$

Con NR_e y E/D , $f' = 0.023$

$$(Hfs) \text{ Desc.} = \frac{f' V^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 1.98 \text{ ft}$$

$$\triangle P \text{ CH-10-1301} = 10 \text{ Psi} ; \triangle P \text{ CH-10-1305} = 10 \text{ Psi.}$$

$$\triangle P \text{ dist.} = 5 \text{ Psi}$$

$$\triangle P_t = 25 \text{ Psi}$$

$$h = 25 \text{ Psi} \times 2.31/1.4 = 41.25 \text{ ft}$$

$$(Hfs) \text{ desc. total} = 1.98 + 41.25 \text{ ft} = 43.23 \text{ ft}$$

Para calcular la cabeza de la bomba, se aplica la ecuación de Bernoulli

$$H = (Z_2 - Z_1) g/g_c + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \alpha g_c} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (H_{fs})_{\text{Suc.}} + (H_{fs})_{\text{Des.}}$$

Sustituyendo valores:

$$H_t = 320 \text{ ft}$$

Finalmente serán calculados los BHp y Hp, de la bomba.

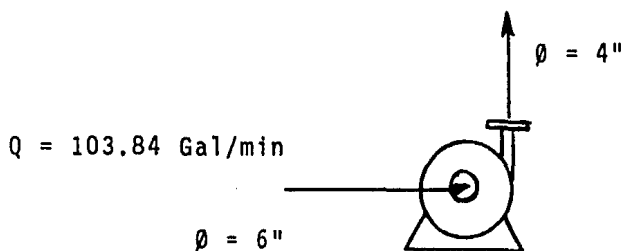
$$\text{BHp} + \frac{H_T W S_p \cdot G_r}{3960 \text{ seg } \eta_{\text{bomba}}} = \frac{320 \times 145.86 \times 0.85}{3960 \times 0.67} = 14.95$$

$$\text{Hp} = \frac{\text{BHp}}{\eta} = \frac{14.95}{0.7} = 16.61$$

Lo cual quiere decir que las bombas BA-10-1501 A/B serán instaladas en este proceso.

III.7.2. Bombas de Descarga (Fondos de la Columna)

Descarga bombas de fondos BA-10-1502. A/B y bloqueo a CH-10--1301 A/B.



DATOS N°: BA-10-1502 A/B

Fluido: Mezcla de Hc. de 28°API

Flujo: 832.92 ft³/hr

$$T = 280^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Sp.Gr} = 0.9$$

$$P_v = 0.6 \text{ lb/in}^2$$

$$\mu = 1.3 \text{ Centipoises}$$

La longitud equivalente en la succión es aproximadamente de 200 ft.

$$Q = V/A ; \text{ donde el diámetro } \phi = 6''$$

$$V = \frac{832.92 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.2006 \text{ ft}^2 \times 3600 \text{ seg.}} = 1.15 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho = 0.9 + 62.3 = 56.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{NRe} = \frac{DV\rho}{\mu} = 32329.81 ; E/D = 0.0003$$

$$\text{Con NRe y } E/D , f' = 0.024$$

$$(\text{Hfs}) \text{ Sección} = \frac{f' v^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 1.98 \text{ ft}$$

La longitud equivalente en la descarga es aproximadamente a 442 ft.

$$Q = \frac{V}{A} ; \phi = 4''$$

$$V = \frac{832.92 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.8884 \text{ ft}^2 \times 3600 \text{ seg.}} = 2.6 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho = 0.9 \times 62.3 = 56.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Con NRe y } E/D ; f' = 0.023$$

$$(\text{Hfs}) \text{ Desc.} = \frac{f' v^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 3.0 \text{ ft.}$$

ΔP CH-10-1301- = 10 Psi ; ΔP CH-10-1306 - "Enfria---
dor" = 10 Psi.

ΔP dist. = 4 Psi.

ΔP Rehervidor = 4 Psi

$h = 28.0 \text{ Psi} \times 2.31/1.4 = 42.2 \text{ ft.}$

Para calcular la cabeza de la bomba, aplicamos la ecuación -
de Bernoulli.

$$H = (Z_2 - Z_1) g/gc + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha gc} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (Hfs) \text{ Succ.} \\ + (Hfs) \text{ Des.}$$

Sustituyendo valores:

$$H_T = 550 \text{ ft}$$

Finalmente serán calculados los BHp y Hp, de la bomba.

$$\text{BHP} = \frac{H_T W \text{ Sp. Gr}}{3960 \text{ seg } \eta \text{ bomba}} = \frac{550 \times 85.5 \times 0.9}{3960 \times 0.68} = 15.72$$

$$\text{Hp} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{15.72}{0.9} = 17.46$$

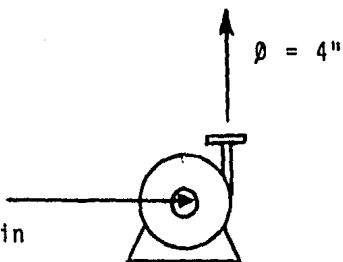
Lo cual quiere decir que la bomba BA-10-1501 A/B será instala-
lada en el proceso.

III.7.3 Bombas BA-10-1503 A/B

Succión tanque de reflujo TH-10-1202 hacia bombas BA-10-1503
A/B y directo a domo de la columna.

$$Q = 60.36 \text{ gal/min}$$

$$\phi = 6''$$



Datos: No. BA-10-1503 A/B

Fluido: Gasolina

Flujo: 60.36 gal/min.

T = 176°F

Sp.Gr = 0.7278

Pv = 0.8 lb/in²

$\mu = 0.7 \text{ Cp.}$

La longitud equivalente en la succión es de 310 ft.

$Q = V/A$; donde el diámetro $\phi = 6''$

$$V = \frac{336.03 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.2006 \text{ ft}^2 \times 3600 \text{ seg}} = 0.47 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\rho = 0.7278 \times 62.3 = 45.6 \text{ lb/ft}^3$$

$$NRe = \frac{V \rho D}{\mu} = 40296.63 ; E/D 0.0003$$

Con NRe y E/D ; $f' = 0.022$

$$(Hfs) \text{ succi3n} = \frac{f' V^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 0.046$$

La longitud equivalente en la descarga es aproximadamente a-
1200 ft.

$$Q = V/A ; \text{ donde el } \phi = 4''$$

$$V = \frac{36.03 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.8884 \text{ ft}^2 \times 3600} = 1.06 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho = 45.6 \text{ lb/ft}^3$$

$$NRe = \frac{V \rho D}{\mu} = 59970.45 ; E/D = 0.00045$$

$$\text{Con } NRe \text{ y } E/D : f' = 0.023$$

$$(Hfs) \text{ Desc.} = \frac{f' V^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 1.44 \text{ ft}$$

$$\Delta P \text{ Dist.} = 6. \text{ Psi}$$

$$\Delta P_t = 6 \text{ Psi}$$

$$h = 6 \text{ Psi} \times 2.31/1.4 = 9.9 \text{ ft}$$

Para calcular la cabeza de la bomba, se aplica la Ecuaci3n -
de Bernoulli.

$$H = (Z_2 - Z_1) g/g_c + \frac{V_2^2 - V_1^2}{2 \alpha g_c} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (HFs)$$

$$\text{Succ.} + (Hfs) \text{ Desc.}$$

Sustituyendo valores:

$$H_T = 520 \text{ ft.}$$

Finalmente serán calculados los BHP y HP de la bomba

$$\text{BHP} = \frac{H_T \cdot W \cdot S_p \cdot G_r}{3960 \times \eta_{\text{bomba}}} = \frac{520 \times 60.36 \times 0.7278}{3960 \times 0.68} = 8.48$$

$$\text{BHP} = 5.22$$

$$\text{HP} = \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{8.48}{0.7} = 12.12$$

El caballaje proporcionado por la bomba es mayor - que el caballaje de la bomba ya instalada, por lo que será - necesario el cambio de la misma.

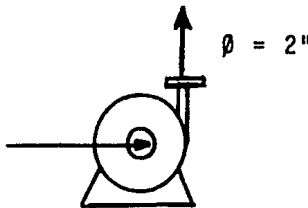
Pensando en un gasto mayor a futuro manejado por la bomba, - se instalará una de 15 HP y su relevo del mismo caballaje.

III.7.4 Bombas BA-10-1504 A/B

Descarga de gasolina del TH-10-1202 por bombas BA-10-1304 -- A/B y directo a límite de batería.

$$Q = 60.36 \text{ gal/min}$$

$$\phi = 6''$$



Datos: No. BA-10-1504 A/B

Fluido: Gasolina

Flujo: 60.36 gal/min + 15% = 69.41 gal/min.

T = 176°F.

$$\text{Sp.Gr} = 0.7278$$

$$P_v = 0.8 \text{ lb/in}^2$$

$$\mu = 0.4 \text{ Centipoises}$$

La longitud equivalente en la succión es de 310 ft.

$$Q = V/A ; \text{ donde el diámetro } \phi = 6''$$

$$V = \frac{386.03 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.2006 \text{ ft}^2 \times 3600} = 0.53 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

$$\rho = 0.7278 \times 62.3 = 45.6 \text{ lb/ft}^3$$

$$NRe = \frac{V \rho D}{\mu} = 45440.88 ; E/D = 0.0003$$

$$\text{Con } NRe \text{ y } E/D ; f' = 0.023$$

$$(\text{Hfs}) \text{ Succión} = \frac{f' V^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 0.062 \text{ ft}$$

La longitud equivalente en la descarga es aproximadamente a-
1800 ft.

$$Q = V/A ; \text{ donde } \phi = 2''$$

$$V = \frac{386.03 \text{ ft}^3/\text{hr}}{0.0233 \text{ ft}^2 \times 3600 \text{ seg}} = 4.6 \text{ ft/seg.}$$

$$\rho = 0.7278 \times 62.3 = 45.6 \text{ lb/ft}^3$$

$$NRe = \frac{V \rho D}{\mu} = 138279.29 ; E/D = 0.0009$$

$$\text{Con } NRe \text{ y } E/D ; f' = 0.027$$

$$(\text{Hfs}) \text{ Descarga} = \frac{f' V^2 L_e}{2 \alpha g_c D} = 90.12 \text{ ft.}$$

$$h = 9.5 \times 2.31/1.4 = 15.68 \text{ ft}$$

Para calcular la cabeza de la bomba, se aplica la ecuación de Bernoulli.

$$H = (Z_2 - Z_1) \text{ g/gc} + \frac{V_2^1 - V_1^2}{2 \alpha \text{ gc}} + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + (\text{Hfs}) \text{ Succ.} + (\text{Hfs}) \text{ Desc.}$$

Sustituyendo valores:

$$H_T = 510 \text{ ft}$$

Finalmente serán calculados los BHP y HP de la bomba

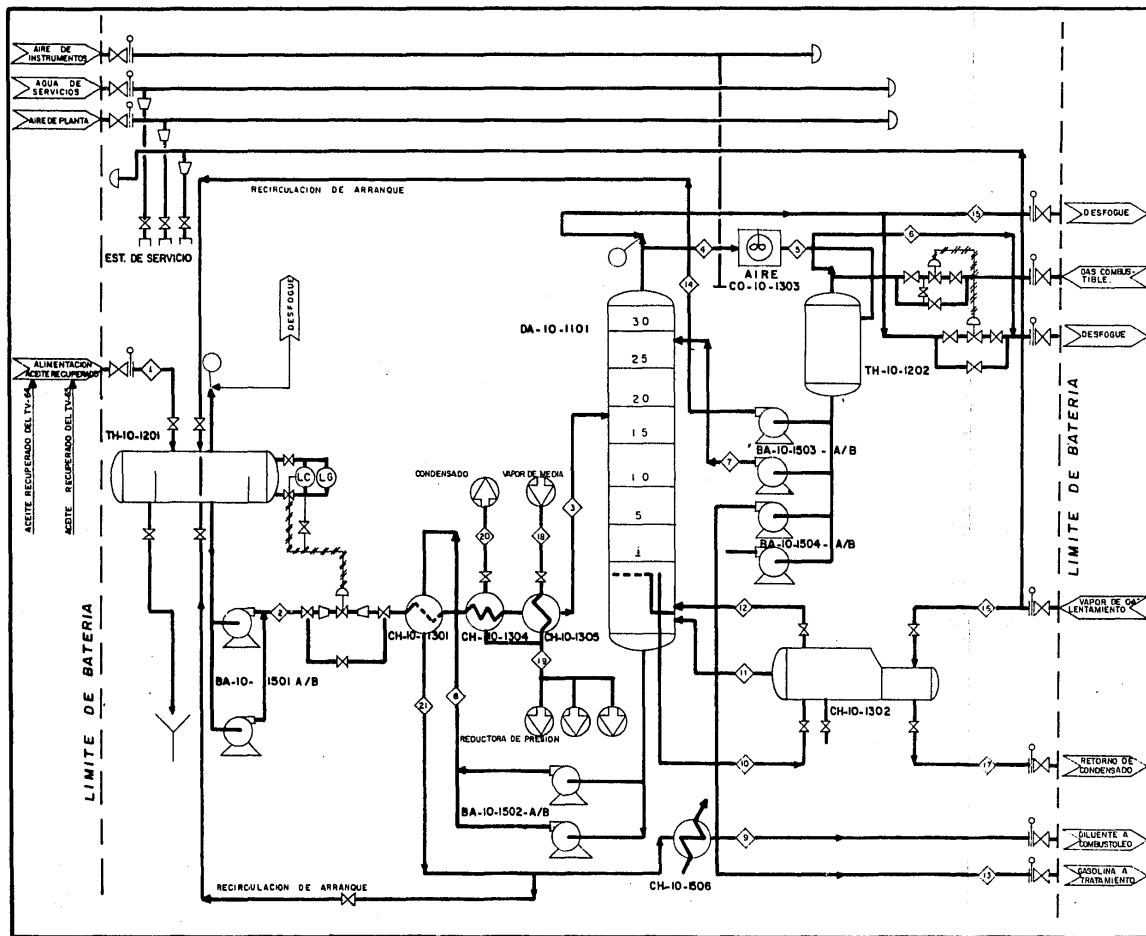
$$\text{BHP} = \frac{H_T \text{ W Sp.Gr}}{3960 \times \eta_{\text{bomba}}} = \frac{410 \times 69.41 \times 0.7278}{3960 \times 0.68} = 7.69$$

$$\text{BHP} = 7.69$$

$$\text{HP} + \frac{\text{BHP}}{\eta} = \frac{7.69}{0.7} = 11.0$$

Este nuevo equipo de bombeo, será instalado en el sistema para descargar la gasolina amarga hacia los tanques TV-46 y -- TV-47.

El valor de la potencia obtenida ($H_p = 11.0$) en el cálculo de este equipo, no garantiza el manejo de un mayor gasto, -- por ello será necesario instalar una bomba con una potencia igual a 15 Hp.



LISTA DE EQUIPO	
EQUIPOS N°	TITULO
DA-10-1101	COLUMNA AGOTADORA
TH-10-1201	TANQUE ACUMULADOR DE ALIMENTACION
TH-10-1202	TANQUE RECEPTOR DE PRODUCTO DOMO
CH-10-1301	CAMBIADOR DE CALOR FONDO-ALIMENT
CH-10-1302	HERVIDOR DE LA COLUMNA
CH-10-1303	CONDENSADOR DE DOMO ENFRIADO/AIRE
CH-10-1304	CAMBIADOR DE CALOR DE AJUSTE
CH-10-1305	CAMBIADOR DE CALOR (PRECALENTADOR
CH-10-1306	ENFRIADOR (DILUENTE)
BA-10-1501 - A	BOMBA DE ALIMENT. ACEITE RECUPERADO
BA-10-1501 - B	REPUESTO DE BA-10-1501 A
BA-10-1502 - A	B. DE DESCARGA PRODUCTO FONDOS
BA-10-1502 - B	REPUESTO DE BA-10-1502 A
BA-10-1503 - A	BOMBA DE RECIRCULACION DOMO
BA-10-1503 - B	REPUESTO DE BA-10-1503 - A
BA-10-1504 - A	B. DE DESCARGA PRODUCTO DOMO
BA-10-1504 - B	REPUESTO DE BA-10-1504 A

UNAM. FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
ACEITE RECUPERADO

Refineria "Miguel Hidalgo"

TESIS ARTURO ZEMIL RIVERA
FECHA 30/ DIC. / 84 DIBUJO N° 2

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Edmister, W.C. Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Houston Texas, Gulf Publishing Company, 1965 Vol. I, P. 116-182.
- 2.- Henstebeck, R.J. Destilacion, Principios y Métodos de Diseño, C.E.C.S.A., México D.F. Primera Edición, 1964 P. 134-267
- 3.- Nelson, W.L. Petroleum Refinery Engineering, Mc Graw Hill Book Company, Fourth Edition, 1949, P. 168-214
- 4.- Winkle, M.V. Distillation, Mc Graw Hill Book Company 1967, Vol. 2. P 131-293
- 5.- Ludwig E.E. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical plants, Houston Texas, Gulf Publishing Company. 1964. Vol. 2 P. 7-97

C A P I T U L O I V

COMPARACION DE RESULTADOS

COMPARACION DE RESULTADOS

EQUIPO		CONDICIONES DE DISEÑO	CONDICIONES REQUERIDAS	COMENTARIOS
(IV.1) DA-10-1101	Alimentacion	Agua Amarga	Aceite recuperado	Los resultados obtenidos en el cálculo de la columna, cumplen con las condiciones de diseño de la misma. Lo cual quiere decir que será usada en el nuevo proceso de recuperación de gasolina.
	Destilacion	- -	Gasolina amarga	
	Residuo	Agua desflemada	Mezcla de Hc.	
	Pres. de Opcn.	9.95 lb/in ²	11.3 lb/in ²	
	Temp. Aliment.	199.4°F	325°F	
	No. de Platos	30	21	
	Tipo de Plato	Sieve	Sieve	
	Espacio + Plat.	1.48	1.48 ft	
	Plato Aliment.	28	7	
	L/V	- -	- -	
	Altura	54.02 ft	40.0 ft	
	Diámetro	6 ft	4.91 ft	
(IV.2) TH-10-1201	Tipo	Cilindro (Horizon- tal)	Cilindro (Horizon- tal)	
	Fabricación	Código ASME Sec. VIII Div. III	Código ASME Sec. VIII Div. III	
	Fluido	Agua Amarga	Aceite recuperado	
	Capacidad	34,000 lts	34,000 lts.	
	Diámetro	7.02 ft	7.02 ft	
	Longitud	35.66 ft	35.66 ft	
	Pres. Diseño	- -	- -	
	Temp. Diseño	- -	- -	
	Corrosión Per- misible	- -	- -	
	Aislamiento Térmico			

(IV.3)

TH-10-1202	Tipo Fabricación	Cilindro (Vertical) Código ASME Sec. VIII Div. III	Cilindro (Vertical) Código ASME Sec. VIII Div. III	Las condiciones bajo las cuales será operado dicho tanque cumplen con las condiciones de diseño; lo cual indica que será usado para el nuevo proceso de recuperación de gasolina; con el inconveniente de que no podrá ser usado para manejar mayor cantidad de condensado, según resultados obtenidos en el cálculo del sistema.
	Fluido	Mezcla (Gas-líquido)	Gasolina Amarga	
	Capacidad	2,200 lts	2,200 lts.	
	Diámetro	4 ft	4 ft	
	Longitud	6 ft	6 ft	
	Pres. Diseño	- -	- -	
	Temp. Diseño	- -	- -	
	Corrosión permisible	- -	- -	
	Aislamiento Térmico	- -	- -	

(IV.4)

CH-10-1301	Servicio Tipo Superficie Posición Calor intercambiador	Primer Pre calentador A E S 1399.31 ft ² Horizontal 15.32 Btu/hr	Primer Pre calentador A E S 1381.47 ft ² Horizontal 4.28 MM Btu/hr	Los resultados obtenidos en el cálculo de éste; están por abajo de las condiciones de diseño, lo cual quiere decir que será usado en el proceso de recuperación de gasolina.
------------	--	---	---	--

CORAZA

Fluido Circulando	F. frío (agua des-flemada)	F. Caliente (mezcla de Hc)
Flujo	743775 lb/hr	47739.44 lb/hr
D I	17 1/4"	17 1/4"
No de Pasos	1	1
APS	- -	3.3 lb/in ² man.

TUBOS

Fluido Circulando	F. Caliente (agua amarga)	F. Frío (Aceite recuperado)
No. de Tubos	177	177
Características	De = 3/4", BEG = 4	De = 3/4", BWG = 14
	Long. = 20'-0"	Long. = 20'-0"
	Pitch: <input type="checkbox"/>	Pitch: <input type="checkbox"/>
No. de Pasos	2	2
ΔPt	--	4.2 lb/in ² man.
Resistencia al ensuciamiento	--	0.002

(IV.5) (CH-10-1302)	Servicio	Rehervidor de la torre de Fraccionamiento	Rehervidor de la Torre de Fraccionamiento	En base a la capacidad de transferencia proporcionado por el fabricante, el equipo cumple con las condiciones requeridas para la operación.
	Tipo	Kettle	Kettle	
	Tubos	En U (acero al carbón)	En U (acero al carbón)	
	Fluido Circulando (por <u>t</u> ubos)	F. Caliente (Vapor)	F. Caliente (Vapor)	
	Fluido Circulando (por <u>c</u> oraza)	F. Frío (agua desflejada)	F. Frío (mezcla de Hc)	
	Superficie	2863.2 ft ² (260 m ²)	2863.2 ft ² (260 m ²)	
	Calor intercambiado	31.79 MM Btu/hr	31.72 MM Btu/hr	
	ΔPs	--	--	
	ΔPt	--	--	

(IV.6)	Servicio	Condensador de producto destilado	Condensador de producto destilado	Este equipo de transferen de calor, será operado de acuerdo a las condiciones requeridas por el proceso.
CH-10-1303	Tipo	Soloaire	Soloaire.	
	Fluido circulan <u>do</u> por tubos (F. caliente)	Agua	Gasolina Amarga	
	F. Frio	Aire	Aire	
	Superficie	- -	- -	
	Calor Intercam	22.66 MM Btu/hr	22.66 MM Btu/hr	
	Ventilador accionado por Δ Pt	Motor	Motor	
		- -	- -	
(IV.7)	Servicio	Pre calentador de relevo	Pre calentador de relevo	El uso de este equipo, se rá consecuencia de cual- quiera de las condicio- nes térmicas requeridas por el proceso de recuperación de gasolina. Recordando que este equipo se usará. co mo un segundo pre calentador de carga.
CH-10-1304	Tipo	A E S	A E S	
	Superficie	1506.95 ft ²	861.61 ft ²	
	Posición	Horizontal	Horizontal	
	Calor intercama <u>do</u>	25.2 MM Btu/hr		
	<u>CORAZA</u>			
	Fluido circulan <u>do</u>	F. frio (agua desflema <u>da</u>)	F. Caliente mezcla de Hidrocarburos	
	Flujo	- -	46368.52 lb/hr	
	DI	19 1/4"	19 1/4"	
	No. de Pasos	1	1	
	Δ Ps	-	2.5 lb/in ² man.	

TUBOS

Fluido circulan-
do
No. de Tubos
Características

No. de Pasos
 Δ Pt
Resistencia al
ensuciamiento

F. Caliente (agua
Amarga)
224
De = 3/4" BWG = 14
Long. = 20'-0"
Pitch = \square

2
- -
- -

F. Caliente (Vapor)

224
De = 3/4", BWG = 14
Long. = 20'-0"
Pitch = \square

2
5.5 13/in²
0.0004

(IV.8)
CH-10-1305

Servicio
Tipo
Superficie
Posición
Calor intercam-
biado

Segundo precalenta-
dor de carga
A E S
1506.95 ft²
Horizontal
25.2 MM Btu/hr

Segundo precalentador
de carga
A E S
1506.95 ft²
Horizontal
5.2 MM Btu/hr

**En base a los resultados ob-
tenidos en el capítulo ante-
rior, se concluye que este
equipo será usado como un se-
gundo precalentador de carga
modificando flujos y condi-
ciones de operación.**

CORAZA

Fluido circulan-
do
Flujo
DI
No de pasos
 Δ Ps

F. frio (agua des-
flemada)
- -
19 1/4"
I
- -

F. Frio (Aceite re-
cuperado)
- -
19 1/4"
I
2.5 lb/in² man.

TUBOS

Fluido circulan-
do

F. Caliente (Vapor)

F. Caliente (Vapor)

No. de tubos	224	224
Características	De = 3/4", BWG=14	De = 3/4", BWG = 14
	Long. = 20'-0"	Long. = 20'-0"
	Pitch = □	Pitch = □
No. de pasos	2	2
Δ Pt	- -	5.5 lb/in ²
Resistencia al ensuciamiento	- -	0.0006

(IV.9)
CH-10-1306

Servicio	- -	Enfriador de mezcla de Hc, fondo de la columna
Tipo	- -	A E S
Superficie	- -	1507.61 ft ²
Posición	- -	Horizontal
Calor intercambiado	- -	2.87 MM Btu/hr

Este equipo será instalado al nuevo sistema para enfriar la mezcla de Hc proveniente del fondo de la columna de fraccionamiento logrando así, la temperatura adecuada en la operación de los tanques de almacenamiento de combustóleo

CORAZA

Fluido circulando	- -	F. Caliente (diluyente a combustóleo)
Flujo	- -	176.78 lb mol/hr.
DI	- -	19 1/4"
No. de pasos	- -	1
ΔPs	- -	2.5 16/in ² man.

TUBOS

Fluido circulando	- -	F. frio (agua de enfriamiento)
No. de tubos	- -	224
Características	- -	De = 3/4", BWG = 12
		Long. = 20'-0"
		Pitch = \square
No. de pasos	- -	2
Δ Pt	- -	4.4 lb/in ² man.

(IV.10)
BA-10-1501

Servicio	Agua amarga hacia primer precalentador de carga	Aceite recuperado hacia primer calentador de carga	Se observa que la potencia requerida para la operación, es menor que la potencia disponible, lo cual conduce al uso de la misma en este sistema de recuperación de gasolina
Tipo	Centrífuga	Centrífuga	
Capacidad	424 GPM	- -	
Fluido circulando	Agua Amarga	Aceite recuperado	
Temp. bombeo	70°F	72°F	
Gravedad esp.	1.0	1.102	
Presión Vapor	- -	0.2 lb/in ²	
Viscosidad	- -	3.2 cps.	
Presión Desc.	- -	- -	
Presión Succ.	- -	- -	
Presión Dif.	- -	- -	
Carga Dif.	50 mm	550 ft ²	
NPSH Disp.	29.4	- -	
HP Hidráulicos	30.0	17.46	

(IV.11)

BA-10-1502
A/B

Servicio	Descarga de agua desfleada, fondo de la columna	Descarga de mezcla de Hc, fondo de la columna hacia el enfriador de producto CH-10-1306
Tipo	Centrífugas	Centrífugas
Capacidad	- -	103 GPM
Fluido circulando	Agua desfleada	Mezcla de Hc
Temp. de Bombeo	- -	280°F
Gravedad esp.	- -	0.9
Presión de Vap.	- -	0.6 lb/in ² man.
Viscosidad	- -	1.3 cps
Presión desc.	- -	- -
Presión secc.	- -	- -
Presión dif.	- -	- -
Carga Dif.	50 mm	550 ft
NPSH Disp.	29.4	- -
HP Hidráulicos	30.0	17.46

Los resultados obtenidos en el cálculo de este equipo - están por abajo de las condiciones para las cuales fue diseñado éste, lo cual indica que será usado en el nuevo sistema de recuperación de gasolina.

(IV.12)

BA-10-1503
A/B

Servicio	Reflujo	Reflujo
Tipo	Centrífuga	Centrífuga
Capacidad	31 GPM	61 GPM
Fluido circulando	Agua	Gasolina
Temp. de bombeo	- -	176°F
Gravedad esp.	1	0.7278
Pres. de vapor	- -	0.8 lb/in ² man
Viscosidad	- -	0.7 cps
Presión desc.	- -	- -
Presión succ.	- -	- -
Presión dif.	- -	- -
Carga dif.	102 pulg.	520 ft

Los resultados obtenidos en el cálculo de este equipo están por arriba de las condiciones de diseño, lo cual indica que no podrá usarse en este nuevo sistema.

NPSH disp.	10	- -
HP hidráulicos	5	15

(IV.13)
BA-10-1504
A/B

Servicio	- -
Tipo	- -
Capacidad	- -
Fluido circulan- do	- -
Temp. de bombeo	- -
Gravedad esp.	- -
Presión de Vapor	- -
Viscosidad	- -
Presión desc.	- -
Presión succ.	- -
Presión dif.	- -
Carga dif.	- -
NPSH disp.	- -
HP hidráulicos	- -

Descarga del TH-10-1202
gasolina a tratamiento
Centrífuga
61 GPM
Gasolina
176°F
0.7278
0.8 lb/in ² man.
0.7 cps.
- -
- -
- -
320 ft
- -
15

Esta bomba y su relevo, se-
rá instalada como equipo -
nuevo al sistema, ya que es
necesario para el transpor-
te del producto (gasolina
amarga) hacia los tanques
TV-46 y TV-47 para su poste-
rior tratamiento.

C A P I T U L O V

CÓSTOS DE HABILITACION

V. COSTOS DE HABILITACION

Sabiendo que las modificaciones hechas en la planta, generan gastos por la compra de accesorios, tubería y equipos requeridos por el nuevo proceso de recuperación de gasolina, es necesario determinar los costos representativos para tener idea de la inversión.

V.1 COSTO DEL EQUIPO.

a) Cambiador de Calor (CH-10-1306)

Enfriador de mezcla de hidrocarburos provenientes del fondo de la columna de fraccionamiento; cuyas características son proporcionadas por el fabricante, mismas que se mencionan en el capítulo anterior.

(Swecomex, S.A. de C.V.)

Precio Total \$ 11,500,000.00

b) Bomba Centrífuga (BA-10-1503 A/B)

Dos bombas tipo centrífuga de 15 Hp, cuyas características son mencionadas en el capítulo anterior.

(Worthington de México, S.A. de C.V.)

Precio Unitario \$ 2,150,000.00

Precio Total \$ 4,300,000.00

c) Bomba Centrífuga (BA-10-1504 A/B)

Dos bombas tipo centrífuga de 15 Hp, necesarias para la descarga de producto (gasolina amarga), hacia los tanques TV-46 y TV-47, cuyas características se mencionan en el capítulo anterior.

(Worthinton de México, S.A. de C.V.)

Precio Unitario \$ 2,150,000.00

Precio Total \$ 4,300,000.00

V.2 CONSIDERACIONES ECONOMICAS

Las siguientes consideraciones recomendadas por algunos autores, son porcentajes (%) que se toman en base al costo total del equipo nuevo adquirido, mismas que permiten determinar - un costo fijo total y ver la factibilidad de la inversión.

Costo del equipo "A"	\$ 20,100,000.00
Tuberfa 20% de A	4,020,000.00
Equipo Eléctrico 15% de A	3,015,000.00
Imprevistos 8% de A	<u>1,608,000.00</u>
	\$ 28,743,000.00

Costo Total \$ 28,743,000.00 M.N.

C A P I T U L O VI

C O N C L U S I O N E S

VI. CONCLUSIONES.

1. Los resultados obtenidos en el fraccionamiento de gasolina, en cuanto al balance de materia y energía se refiere, son consecuencia de la baja capacidad que presentan algunos equipos en el proceso, trayendo como resultado el manejo de baja carga.
2. Las condiciones de operación a las que será sometido el equipo, están por abajo de sus condiciones de diseño, -- dando como resultado la instalación de pocos equipos que son requeridos por el proceso de recuperación de gasolina.
3. Se hace la aclaración de que los costos establecidos en el capítulo anterior, son determinados antes de la última devaluación del peso mexicano, sufrida en el mes de julio de 1985, mismos que presentan el capital fijo invertido en la modificación de la planta.
4. Las consideraciones llevadas a cabo en el cálculo de los costos, se establecieron con la finalidad de dar una --- aproximación en el costo fijo total y ver si económicamente es conveniente la inversión.
5. El haber cambiado el tipo de carga a la planta de la --- cual se habló anteriormente, de agua amarga por la de -- una mezcla de hidrocarburos de 45°API, originará en la Refinería cierto aumento en la producción de gasolina, - pero también así, una mayor contaminación en el sistema de tratamiento de efluentes.
6. En base a los resultados obtenidos en el desarrollo del presente trabajo, la planta será habilitada, para proce-

sar el aceite, recuperar la gasolina y resolver los problemas de contaminación en las corrientes de proceso de las plantas combinada y reductora de viscosidad.

NOMENCLATURA

A = Area de la sección transversal, en ft^2

a_s = Area transversal de flujo, lado del envolvente, ft^2

a' = Area de flujo, ft^2

BHP = Potencia al freno, Hp

β = Volatilidad

C = Factor de corrección

C_f = Factor de corrección de temperatura, $^{\circ}\text{F}$

C_c = Factor de corrección de temperatura, $^{\circ}\text{C}$

C_p = Calor específico, $\text{Btu}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$

\bar{C}_p = Calor específico medio, $\text{Btu}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$

CKPF = Componente clave pesado, fondo de la columna, lb mol/hr

CKLF = Componente clave ligero, fondo de la columna, lb mol/hr

CKLA = Componente clave ligero en la alimentación, lb mol/hr .

C_s = cte. adimensional

D = Destilado, lb mol/hr

D_I = Diámetro interno, pulg.

D_s = Diámetro del envolvente, pulg.

D_t = Diámetro del tubo, pulg.

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft^3

ρ_G = Densidad del gas, lb/ft^3

ρ_r = Densidad relativa, lb/ft^3

Δt = Gradiente de temperatura ($^{\circ}\text{F}$)

Δp = Caída de presión, lb/in^2

f' = Factor de fricción

G_1, G_2, G_3 = Corrientes gaseosas, lb mol/hr.

g_c = Aceleración de la gravedad

$H_o, H_i, H_A, H_D, H_F, H_G$ = Entalpias, Btu/lb.

H_{fs} = Pérdidas por fricción, ft

h_i, h_{io} = coeficientes de película para fluidos dentro y fuera de los tubos, Btu/hr ft² °F

J_H = Factor de transferencia de calor

K = Factor de caracterización

\bar{K} = Factor de caracterización promedio

K = Constante de equilibrio

K_R = Constante de equilibrio, para el componente de referencia

L_A, L_D, L_F, L_I = Corrientes líquidas, lb mol/hr.

M = Peso molecular, lb/lb mol

\bar{M} = Peso molecular promedio lb/lb mol.

m = número de platos, sección de enriquecimiento

N = Número de unidades de transferencia

N_m = Número . . mínimo de platos teóricos

N_R = Número de platos reales

n = Número de platos, sección de agotamiento

ϕ = Diámetro, pulg.

θ = Constante Adimensional

α_r = Volatilidad relativa

P = Presión total, en lb/in²

P_c = Presión Crítica en lb/in²

P_f = Presión focal, en lb/in²

Q = Gasto volumétrico, en ft³/hr

Q_R = Calor agregado al Rehervidor, en Btu/hr

C_C = Calor eliminado en el Condensador; en Btu/hr.

R = Factor de correlación

R = Relación de reflujo

R_m = Reflujo mínimo

R_{op} = Reflujo de operación

S = Sección en ft^2

Sp.Gr, s = Gravedad específica

T = Temperatura °F

* T_A = Temperatura de Alimentación °F

* T_D = Temperatura de condensación, °F

* T_F = Temperatura fondo de la columna, °F

T_B = Temperatura de ebullición, °F

T_f = Temperatura focal, °F

T_{VABP} = Temperatura de vaporización, °F

T_{IE} = Temperatura inicial de ebullición, °F

T_{FE} = Temperatura final de ebullición, °F

T_{FV} = Temperatura de vaporización flash, °F

U, U_D, U_C = Coeficientes totales de transferencia de calor, -
coeficiente limpio y de diseño, respectivamente,
Btu/hr ft^2 °F

V = Velocidad, ft/seg.

\mathcal{N} = Velocidad de la película a lo largo del eje del tubo, ft/seg.

W, w = Gasto másico, en lb/hr

X_A, X_D, X_F = Composición de la alimentación, destilado y residuo
en fracción mol.

X_{eKp} = Fracción mol del componente clave pesado.

X_{cKL} = Fracción mol del componente clave ligero.

μ = Viscosidad absoluta (cps).

μ_c = Viscosidad Crítica (cps).

C A P I T U L O VII

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

VII. BIBLIOGRAFIA

- 1.- Edmister, W.C. Applied Hydrocarbon Thermodynamic, Houston Texas, Gulf Publishing Company, 1965, Vol. 1 P. 116-182.
- 2.- Nelson, W.L., Petroleum Refinery Engineering, Mc. Graw Hill Book Company Inc. Fourth Edition, 1949, P. 168-214
- 3.- Hengstebeck, R.J. Destilación Principios y Métodos de Diseño, C.E.C.S.A. México, D.F. primera edición, 1964. P. 134-267.
- 4.- Winkle, M.V. Distillation, Mc. Graw Hill Book Company 1967. P. 131-293
- 5.- Ludwig, E.E. Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plantas, Houston Texas, Gulf Publishing Company, 1964 Vol. 2 P. 7-97.
- 6.- Perry, R.H. and Chilton, C.H., Chemical Engineer's Hand book, New York, Mc. Graw Hill Book Company, fifth edition 1973.
- 7.- Kern, D.J., Procesos de Transferencia de Calor, México D.F., Compañía Editorial Continental S.A. 1976.
- 8.- Standards of Tubular Exchanger Manufactures Association "TEMA", New York, Fifth Edition, 1968, P. 149-157.
- 9.- Flow of Fluids of Valves, Fittings, and Pipe by the Engineering's División, Crene, Crane Co.
- 10.- Peters, S. and Klaus, D. Timmerhaus, Plants Design and Economics for Chemicals Engineers, Mc. Graw Hill Book Company, Third Edition, 1972, P. 147-188, 632-640.

- 11.- Bufete Industrial, Ingeniería de Costos, Proyectos y Construcción, Parte 2 editado por la sociedad de Ingeniería de Costos, A.C., México D.F. 1983.
- 12.- Foust, A.S., Principios de Operaciones Unitarias C.E.C. S.A. 11ª. Edición, México, D.F. 1976 Pag. 694.

C A P I T U L O V I I I

A P E N D I C E

CURVAS DE DESTILACION PARA MEZCLA:
GASOLINA - KEROSINA.

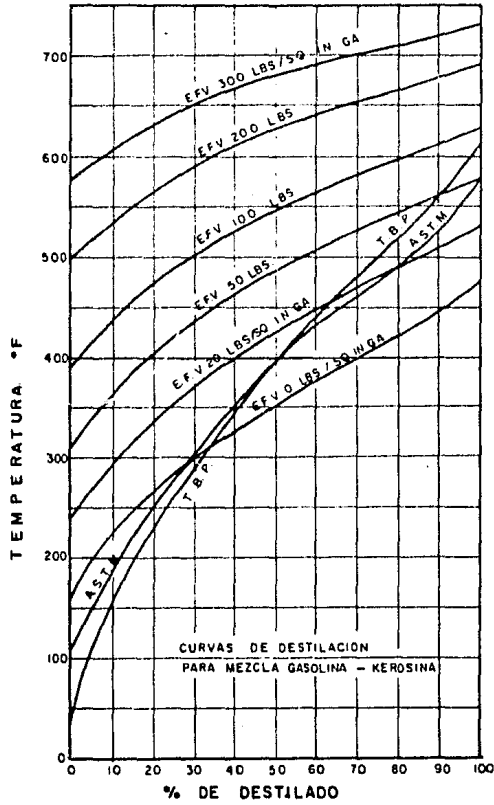


FIG. 1: Edmister, W.C. Applied Hydrocarbon Thermodynamics.
Vol. 1, 1965, P 118.

APENDICE A.

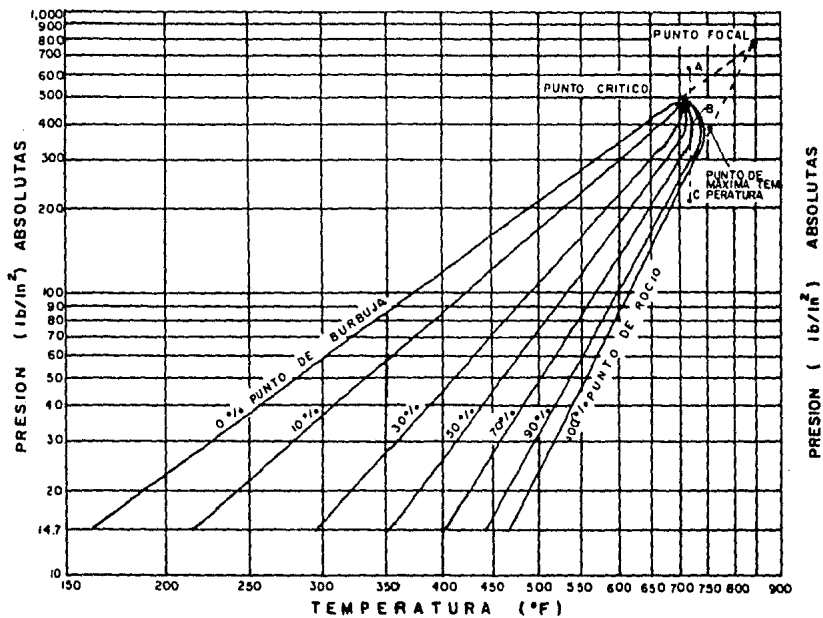
CORRELACIONES DE LA DESTILACION FLASH EN EQUILIBRIO
PARA FRACCIONES DE PETROLEO

FIG. 2 : Edmister, W.C. Applied Hydrocarbon Thermodynamics.
Vol. 1, 1966, P 119.

APENDICE A.

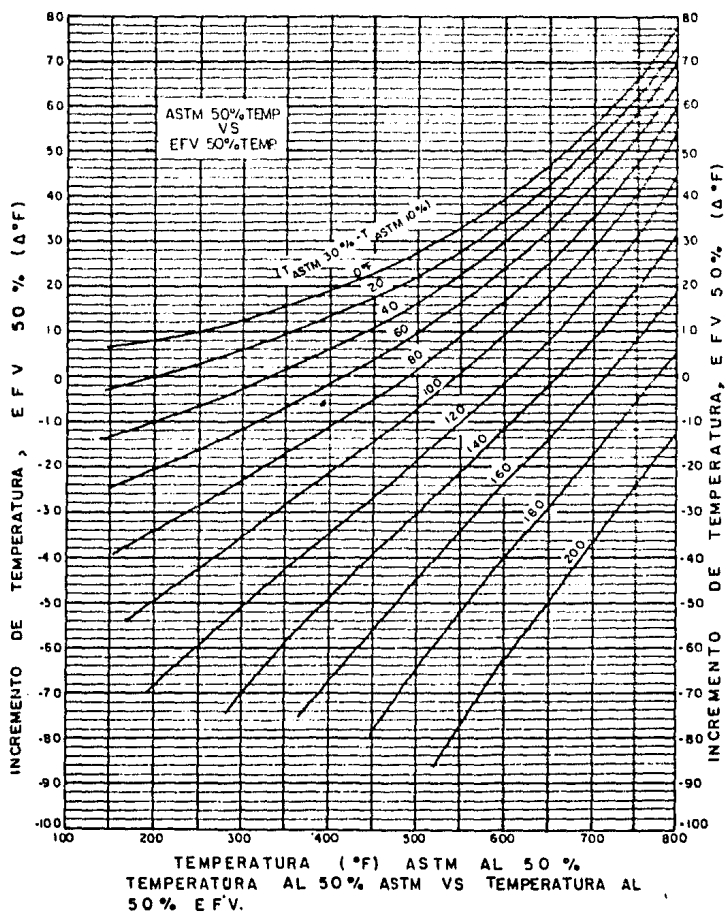


FIG. 3 : Edmister, W.C. Applied Hydrocarbon Thermodynamics.
Vol. 1, 1966, P 122.

APENDICE A.

CORRELACIONES DE LA DESTILACION FLASH EN EQUILIBRIO
PARA FRACCIONES DE PETROLEO

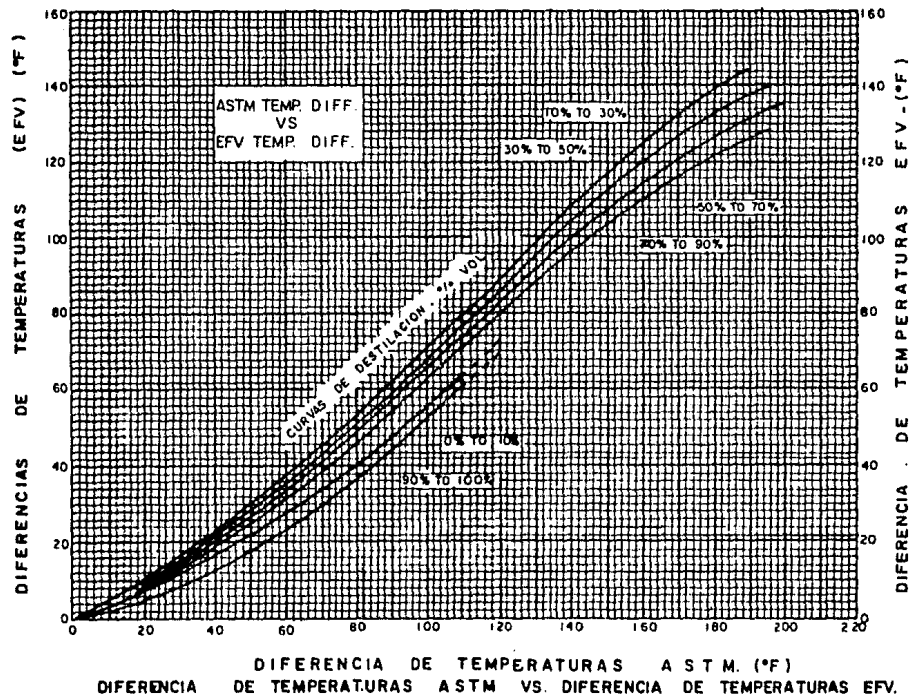


FIG.4: Edmister, W.C, Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Vol. 1, 1965 P 123

APENDICE A.

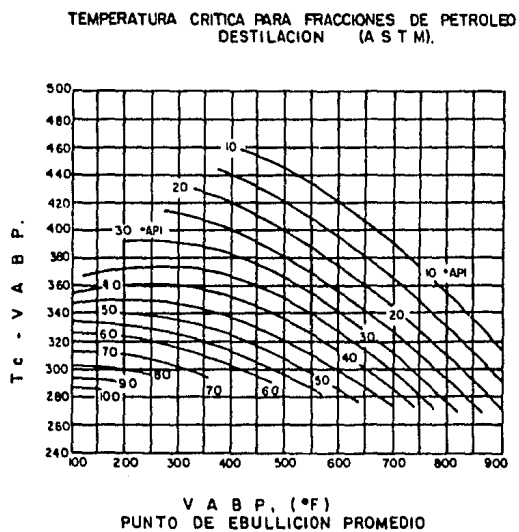


FIG. 5: Edmister, W.C. Applied Hydrocarbon Thermodynamics
Vol. 1, P124

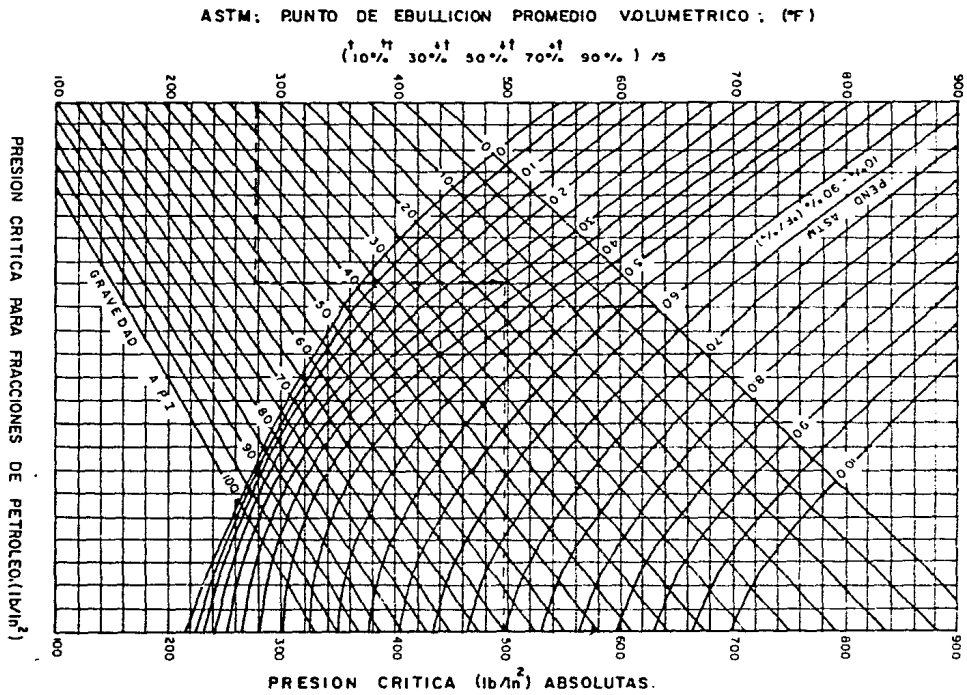


FIG. 6: Edmister, W.C, Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Vol. 1, 1965 P 126.

APENDICE A.

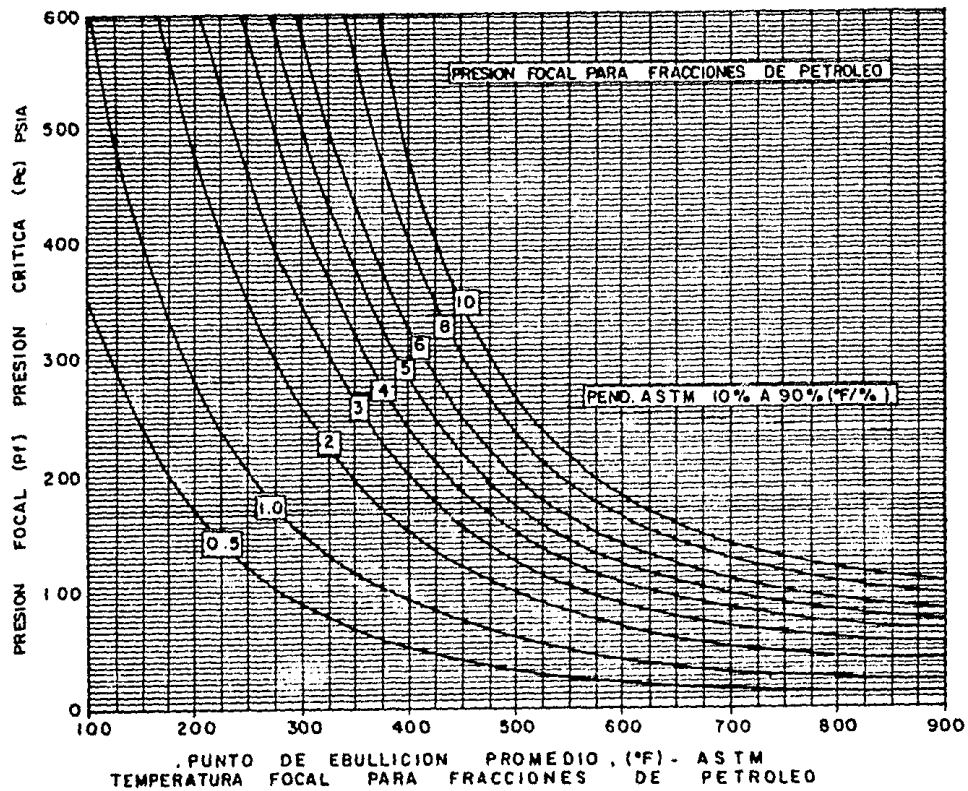


FIG. 7: Edmister W.C , Applied Hydrocarbon Thermodynamics , Vol. 1. 1965
P 127

A PENDICE A .

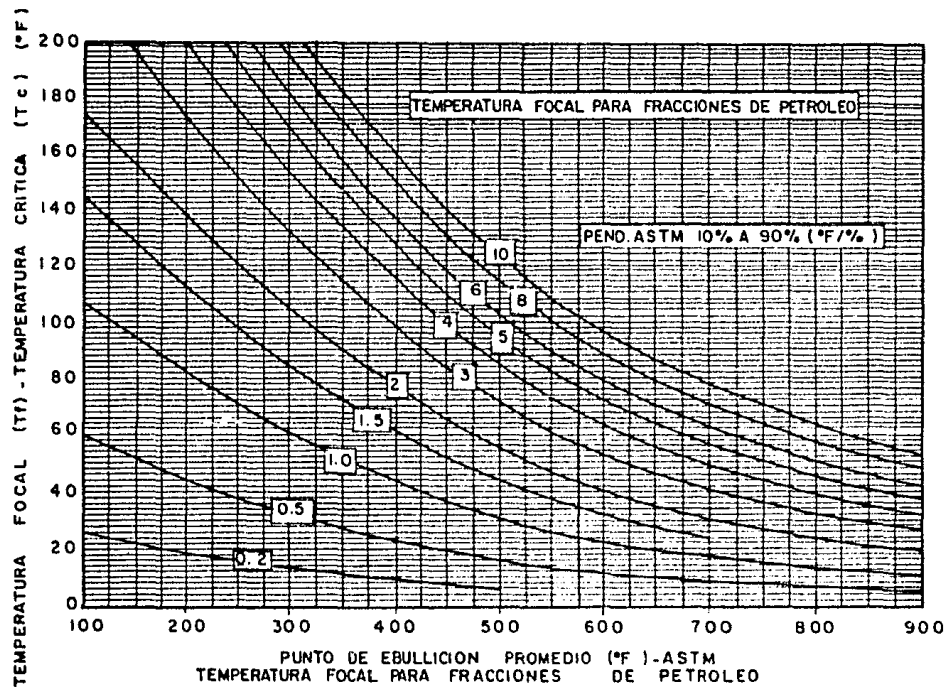


FIG. 8: Edmister W.C., Applied Hydrocarbon Thermodynamics Vol. 1, 1965
P 128.

GRAVEDAD ESPECIFICA:

GALCULO DE LA GRAVEDAD ESPECIFICA DE UN LIQUIDO

$$\text{GRAVEDAD ESPECIFICA } t' / 60^{\circ}F = \frac{W_2 - W_1}{W} + C$$

DONDE W_1 = PESO DEL PICNOMETRO VACIO

W_2 = PESO DEL PICNOMETRO CON MUESTRA

W = PESO DEL PICNOMETRO CON H_2O A 60°

C = CORRECCIONES OBTENIDAS, TOMANDO COMO BASE AIRE, TABLA I

CORRECCIONES			
$\frac{W_2 - W_1}{W}$	Correction	$\frac{W_2 - W_1}{W}$	Correction
0-60	0-00043	0-60	0-00024
0-61	0-00047	0-61	0-00023
0-62	0-00046	0-62	0-00022
0-63	0-00044	0-63	0-00010
0-64	0-00043	0-64	0-00019
0-65	0-00042	0-65	0-00018
0-66	0-00041	0-66	0-00017
0-67	0-00040	0-67	0-00016
0-68	0-00038	0-68	0-00014
0-69	0-00037	0-69	0-00013
0-70	0-00036	0-70	0-00012
0-71	0-00035	0-71	0-00011
0-72	0-00034	0-72	0-00010
0-73	0-00032	0-73	0-00008
0-74	0-00031	0-74	0-00007
0-75	0-00030	0-75	0-00006
0-76	0-00028	0-76	0-00005
0-77	0-00026	0-77	0-00004
0-78	0-00025	0-78	0-00002
0-79	0-00023	0-79	0-00001

TABLA I

APENDICE B.

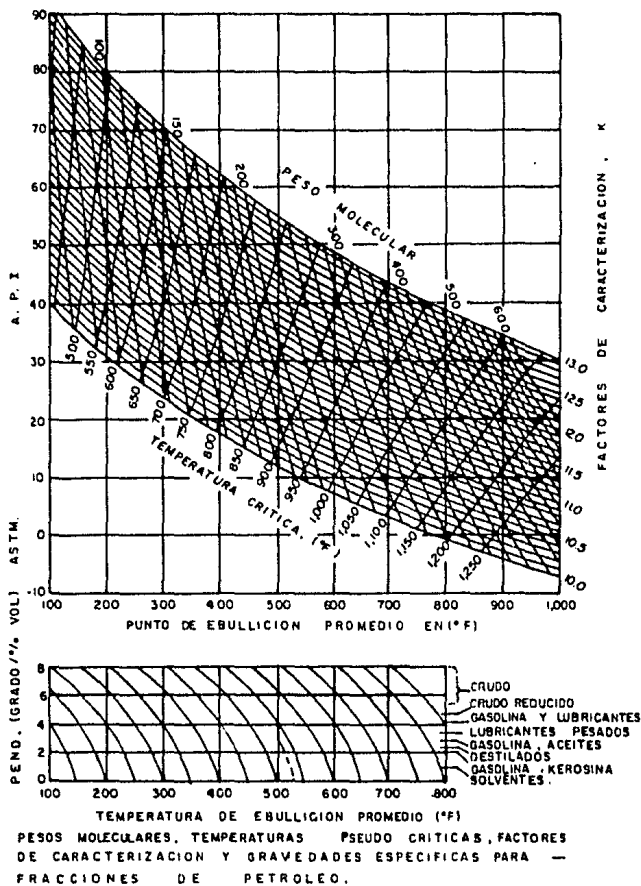


FIG. 1: Nelson, W.L., Petroleum Refinery Engineering Fourth Edition, 1949, P. 179.

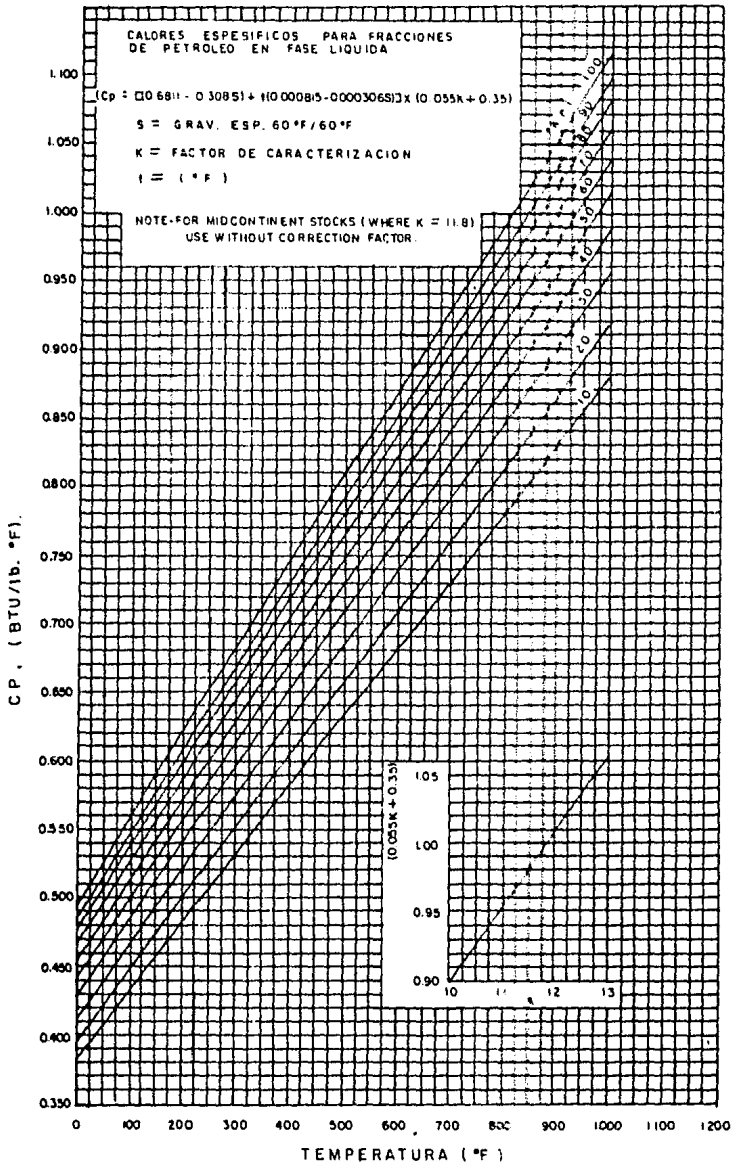


FIG. 2: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers, 1968. P.149.

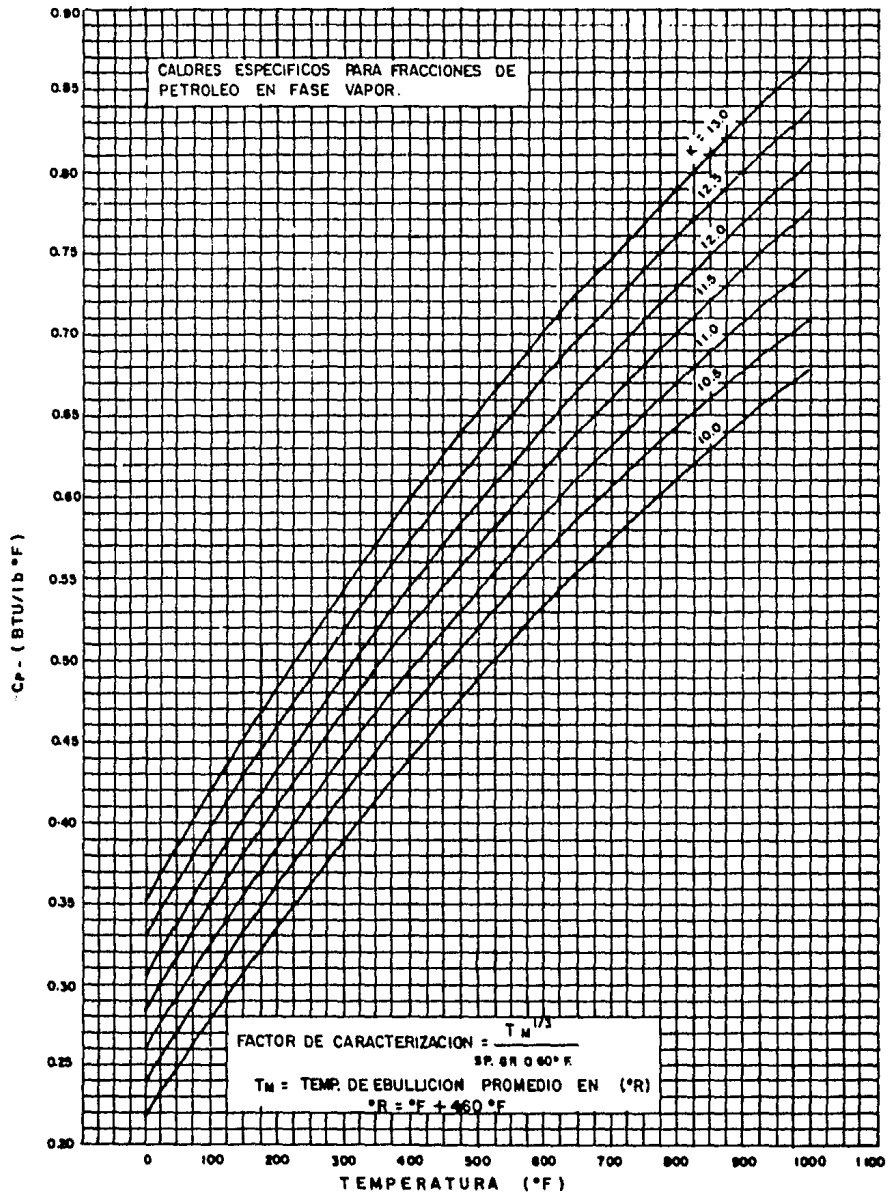


Fig. 3: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers, 1958, P. 180

CAPACIDADES TERMICAS
Gases y liquidos a 1 atm

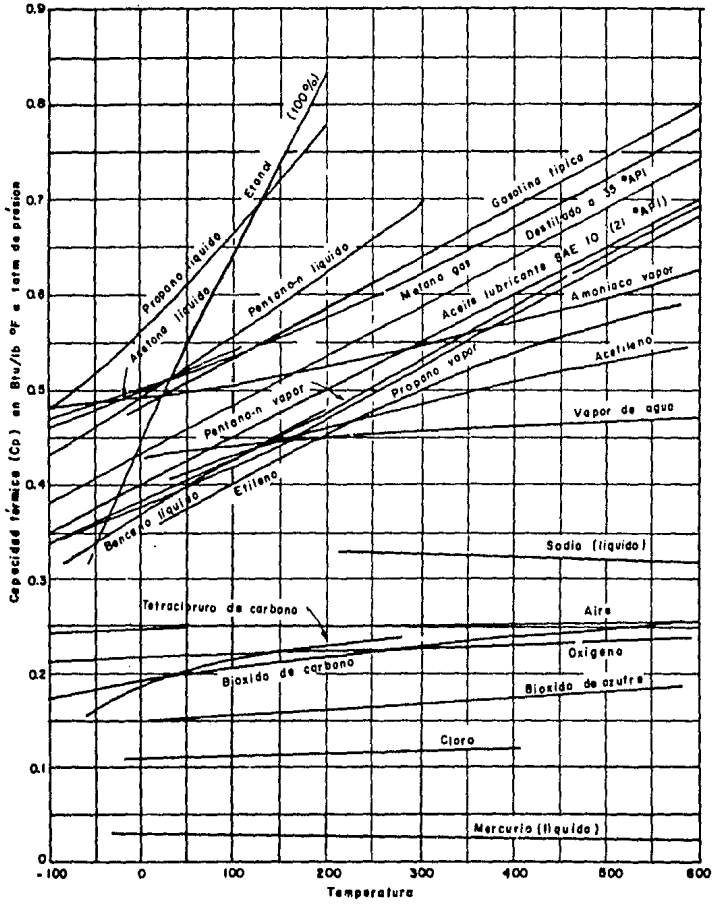
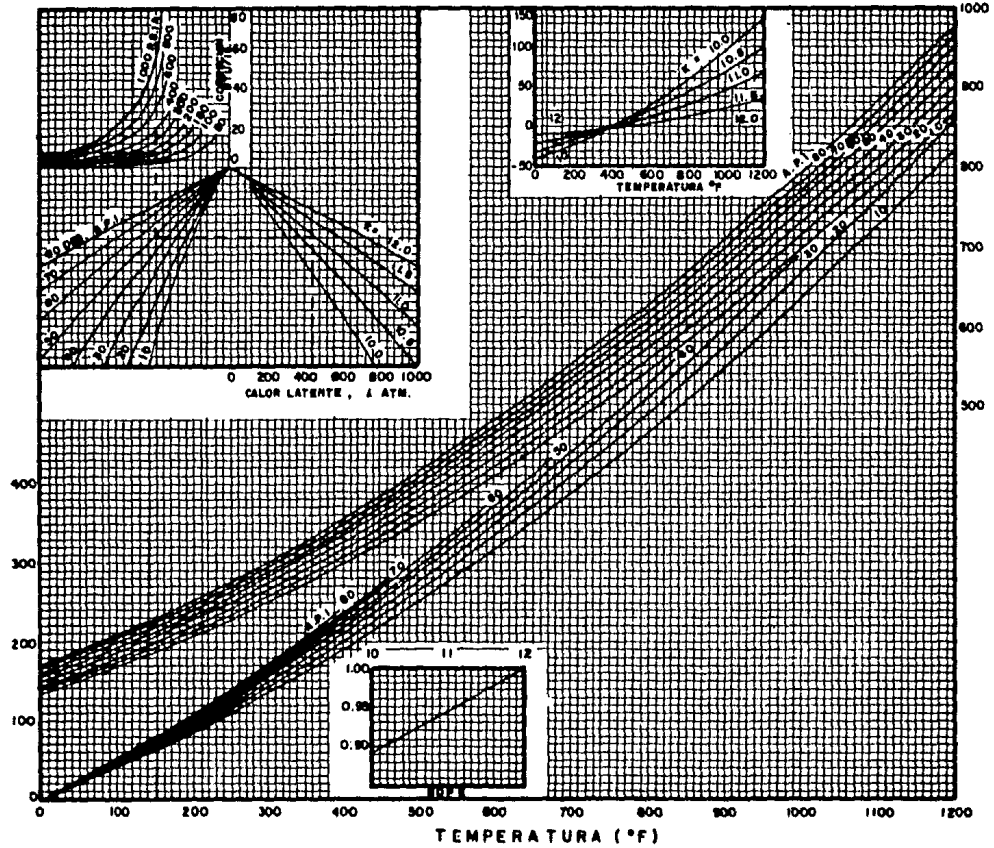


FIG. 4 Foust A.S Principios de Operaciones Unitarias C.E.C.S.A Mexico D.F. 1978 , P701.

CALOR LATENTE PARA FRACCIONES DE PETROLEO INCLUYENDO
EL EFECTO DE LA PRESION.

Fig. 5: Standards of Tubular Exchanger Manufacturers, 1968 P. 157.



VISCOSIDAD DEL AGUA Y PRODUCTOS LIQUIDOS DEL PETROLEO.

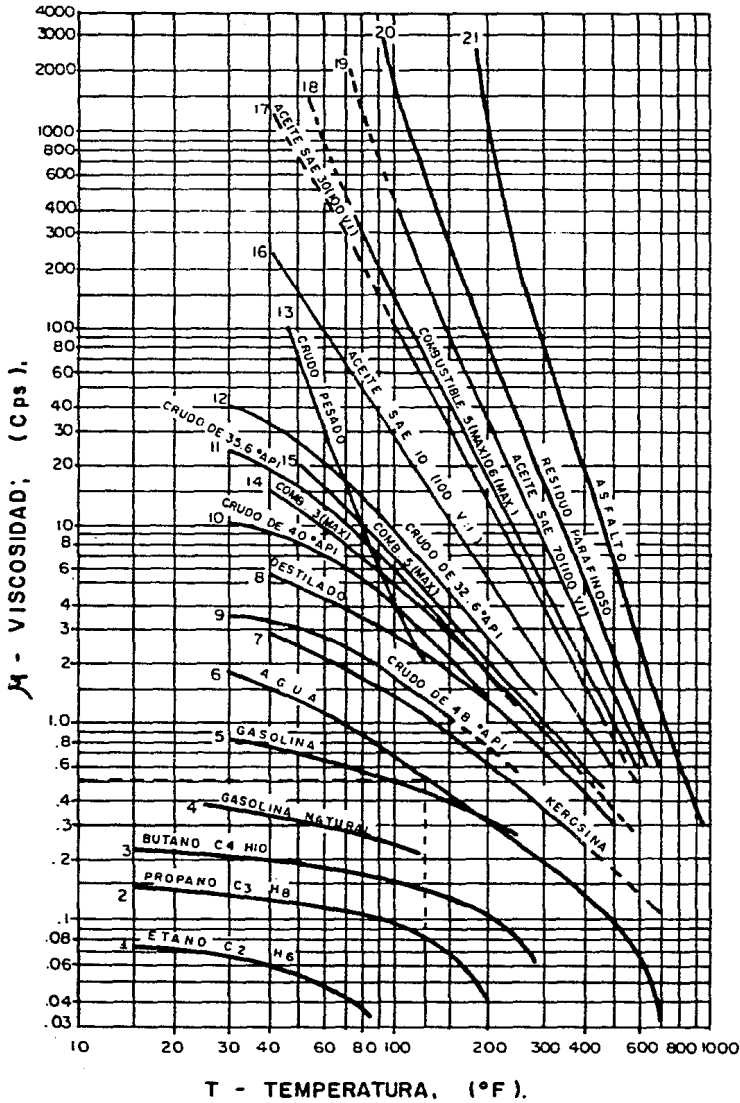


Fig. 6 : Flow of Fluids of Valves, Fittings and pipe by the Engineering Division, Crane, P. A-3.

APENDICE C.

VOLATILIDAD PARA CORTES CON BAJO PUNTO DE EBULLICION.

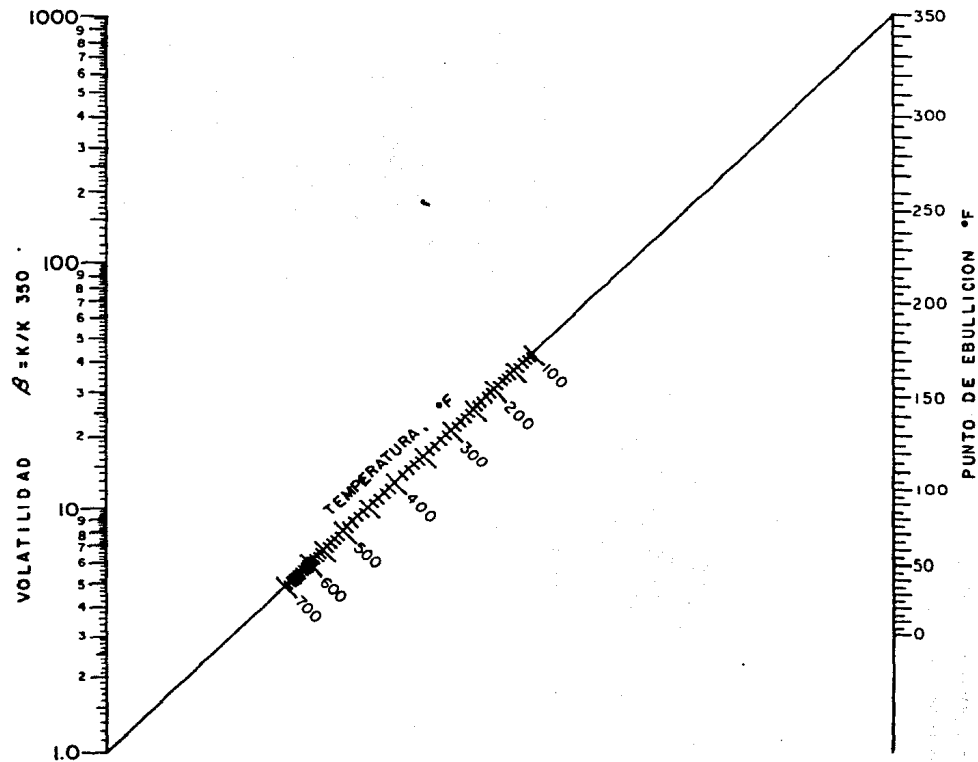


Fig. 1 : Edmister, W.C . Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Vol . I, 1965, P 180 .

APENDICE C.

VOLATILIDAD PARA CORTES CON ALTO PUNTO DE EBULLICION.

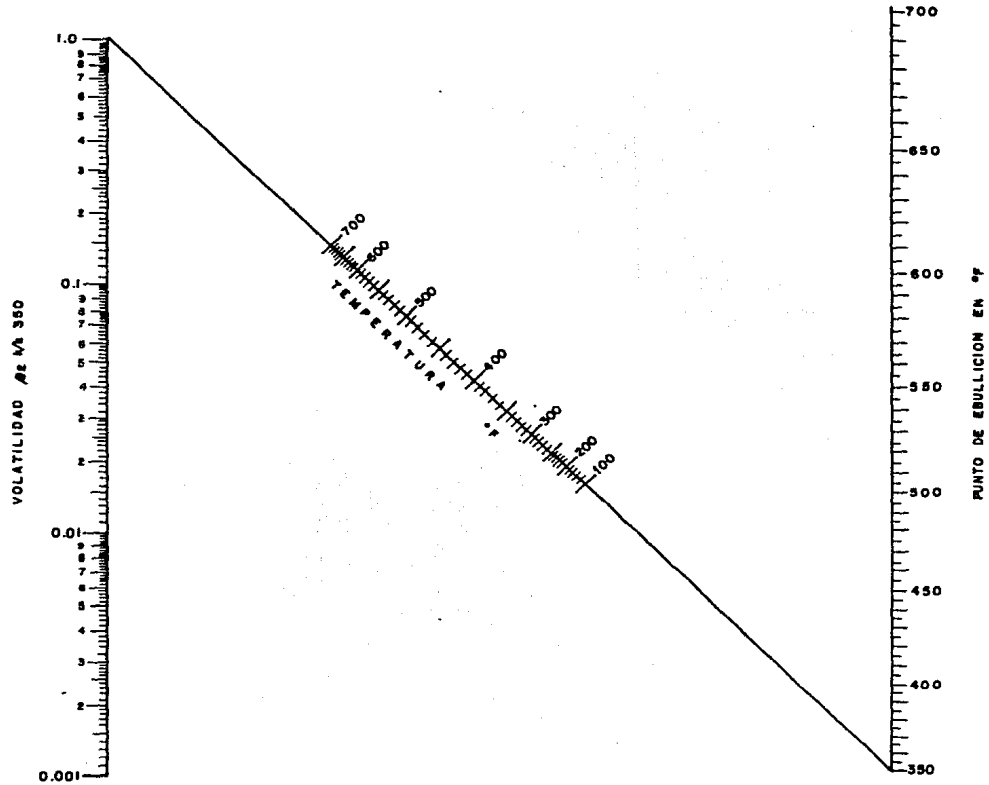


Fig. 2 : Edmister, W.C., Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Vol. 1, 1965. P 181

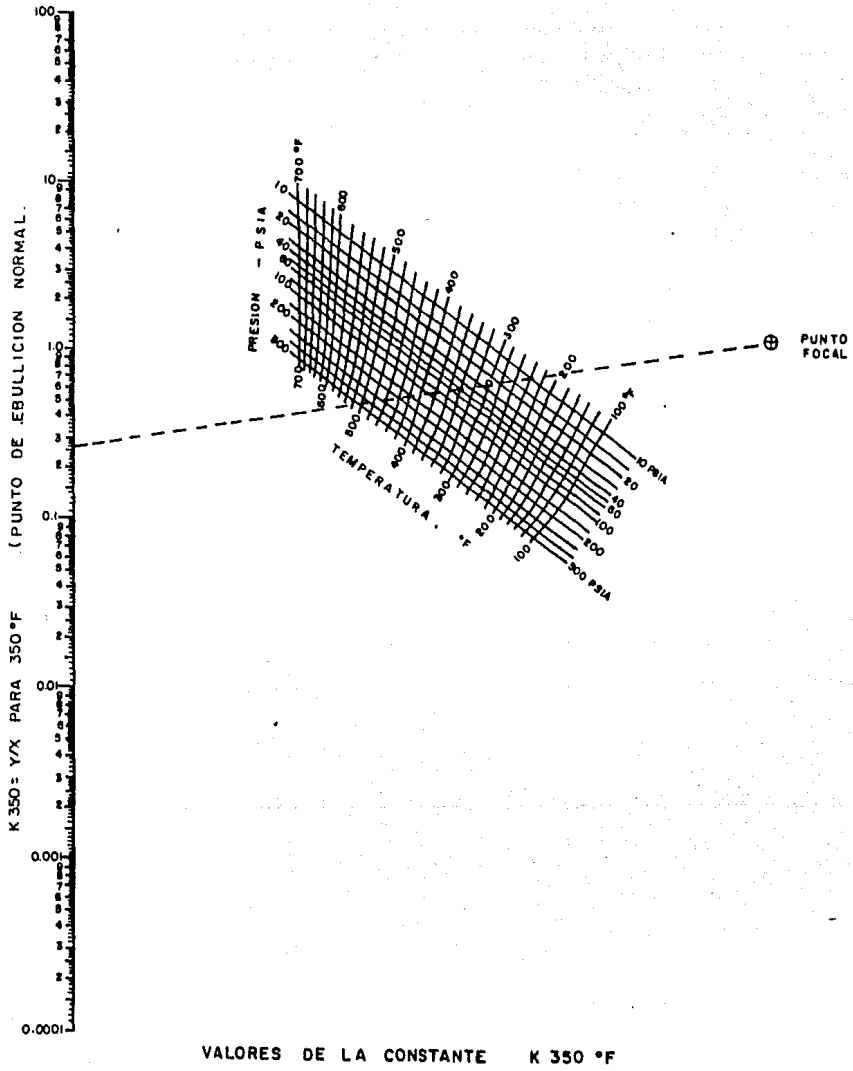


Fig. 3: Edmister, W.C, Applied Hydrocarbon Thermodynamics, Vol. 1, 1965, P 182