

Universidad Nacional de Ingeniería
Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera



**“Uso de Empaques en Columnas de
Destilación al Vacío de Petróleo”**

TESIS

**Para Obtener el Título Profesional de
Ingeniero Químico**

Víctor Gonzalo Castillo Oviedo

Lima - Perú

1990

A MI MADRE,
por quien soy
y a quien me debo.

I N D I C E

INTRODUCCION

CAPITULO 1 : GENERALIDADES

- 1.1) Esquema básico de Refinación
- 1.2) Unidades de destilación al vacío
- 1.3) Columnas de destilación al vacío
- 1.4) Columnas empacadas vs. columnas de platos
 - 1.4.1) Empaques random
 - 1.4.2) Empaques estructurados

CAPITULO 2 : CONSIDERACIONES TEORICAS SOBRE COLUMNAS EMPACADAS

- 2.1) Principios hidráulicos de operación
- 2.2) Influencia de la forma y tamaño del empaque
- 2.3) Lechos empacados irrigados
- 2.4) Eficiencia (HETP)
- 2.5) Retención de líquido (HOLD-UP)
- 2.6) Efectos de la tensión superficial, espuma y ensuciamiento
- 2.7) Distribución interna de flujos
 - 2.7.1) Platos Soporte
 - 2.7.2) Límites de lecho
 - 2.7.3) Distribuidores de vapor
 - 2.7.4) Distribuidores de líquido
 - 2.7.5) Distribuidores de flujo estado líquido-vapor

2.7.6) Redistribuidores de liquido

2.7.7) Colectores de liquido

CAPITULO 3 ANTECEDENTES DE LA UDV DE REFINERIA LA
PAMPILLA

3.1) Características de diseño

3.2) Condiciones de operación normales

3.3) Limitaciones operativas

CAPITULO 4 : SELECCION DE TECNOLOGIA

4.1) Criterios de selección

4.2) Descripción de tecnología seleccionada

4.2) Principios de operación y aplicaciones

CAPITULO 5 : FACTORES DE DISEÑO

5.1) Capacidad y eficiencia de un lecho
empacado

5.2) Minimo rate operativo

5.3) Dimensionamiento de una columna

5.4) Cálculo de la caída de presión

5.5) Transferencia de calor

CAPITULO 6 : DISEÑO DE LA COLUMNA DE UDV DE REFINERIA LA
PAMPILLA

6.1) Consideraciones

6.2) Dimensionamiento de zona de lavado o wash
oil

6.3) Dimensionamiento de zona de condensación
de HVGO

6.4) Dimensionamiento de zona de condensación
de LVGO

6.5) Dispositivos internos de distribución de
flujos

CAPITULO 7 : CONCLUSIONES

BIBLIOGRAFIA

AGRADECIMIENTOS

APENDICE

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

Las columnas empacadas son una alternativa a las tradicionales columnas de platos, su uso en la industria química se ha limitado durante muchos años al contacto de gases y líquidos en técnicas de absorción.

Su desarrollo, luego de inventado el primer empaque o anillo Raschig (1915) y después de los primeros trabajos teóricos realizados entre los años 1920 y 1930, ha sido bastante largo y ha requerido la acumulación de suficiente experiencia en muchas aplicaciones comerciales y plantas piloto.

Generalmente, los trabajos académicos realizados sobre el tema no son tan valiosos para el establecimiento de procedimientos de diseño, ya que su aplicación directa es complicada por la falta de constantes físicas o químicas; o por estar basados en columnas pequeñas operando en condiciones de presión cercana a la atmosférica.

Durante los últimos 8 años, se ha aceptado y difundido rápidamente el uso de columnas empacadas en servicios de destilación; habiéndose efectuado reemplazos de platos en columnas ya existentes, que han permitido aumentar la capacidad de procesamiento y lograr significativa disminución de costos operativos por consideraciones de ahorro de energía.

En el capítulo # 1 de este trabajo, después de un breve resumen sobre aspectos de refinación de petróleo y una descripción de las unidades y columnas de destilación al vacío; se hace una comparación entre las columnas empacadas y las columnas de platos, finalizando con una descripción de los empaques comerciales disponibles.

El capítulo # 2 abarca aspectos teóricos relacionados con los principios hidráulicos, la eficiencia, la retención de líquido y la distribución interna de flujos en lechos empacados.

El objeto de estudio y aplicación de este trabajo es la Unidad de Destilación al Vacío de Refinería La Pampilla, la que es descrita en el capítulo # 3.

La tecnología propuesta por la Compañía Glitsch Inc. es seleccionada en base a los criterios expuestos en el capítulo # 4.

Los conceptos de capacidad, eficiencia, caída de presión y transferencia de calor necesarios para el diseño de una columna empacada son presentados en el capítulo # 5.

En el capítulo # 6 se hacen los cálculos de diseño para la columna empacada en la UDV de Refinería La Pampilla. Se toma como base la carga máxima alcanzada de 15000 BPD, concluyendo que esta columna puede alcanzar una capacidad de 19500 BPD y que puede procesar los 15000 BPD con ventajas operativas usando la tecnología de empaques en reemplazo de la de platos.

Las dos principales recomendaciones derivadas de este trabajo, son que la nueva UDV contemplada en el proyecto de ampliación de Refinería La Pampilla, debe contar con una columna que use empaques en lugar de los platos convencionales; y que en las actuales condiciones del esquema de refinación, es prioritario contar con una Unidad Reductora de Viscosidad para el tratamiento de los fondos de las UDV.

1) GENERALIDADES

1.1) ESQUEMA BASICO DE REFINACION

En una refinería típica se llevan a cabo varios procesos de transformación del crudo que en resumen son los siguientes:

A) Destilación Primaria

Este es el proceso básico de la refinación del petróleo y consiste en la separación física de las diferentes fracciones: gas, gasolina, kerosene/turbo, diesel y crudo reducido.

La Destilación Primaria se realiza calentando el crudo en un horno hasta una temperatura tal que permita vaporizar los productos livianos y medios (600-650°F), introduciendo luego la mezcla de líquidos y vapores en una torre de fraccionamiento que trabaja entre 5 a 20 psig. En este proceso, las moléculas de los diferentes hidrocarburos que constituyen el petróleo no sufren alteración química alguna.

B) Destilación al Vacío

Este proceso que complementa a la Destilación Primaria se lleva a cabo en forma similar con la diferencia de que en la torre de fraccionamiento se hace vacío (0.5-3 psia), con el objeto de que las fracciones que se

vaporizan lo hagan a una temperatura moderada (650-750°F), evitándose de este modo que las moléculas sufran un craqueo térmico.

Mediante este proceso se destila el crudo reducido que sale del fondo de la torre de Destilación Primaria, separándose gasóleos que pueden tener características de diesel. El residuo de esta unidad es extremadamente viscoso y puede ser utilizado como asfalto o combustible industrial.

C) Craqueo Catalítico

La carga de una Unidad de Craqueo Catalítico son los gasóleos destilados en la Unidad de Destilación al Vacío, los que son sometidos a alta temperatura en contacto con un catalizador en forma de polvo fino.

Debido a la alta temperatura del catalizador (1200 °F), el gasóleo es vaporizado iniciándose la reacción de craqueo, la que termina al llegar la mezcla de catalizador e hidrocarburos al Reactor, donde la temperatura es de unos 950 °F. En el reactor se separan los hidrocarburos del catalizador que pasa a un proceso de regeneración.

Los hidrocarburos pasan a una torre de fraccionamiento donde se obtiene: gas combustible, gases licuables, gasolina de alto

octanaje (50-60% en volumen en base a la carga de gasóleo), aceites combustibles y un residuo que sirve como materia prima para fabricar negro de humo.

D) Reformación Catalítica

Este proceso se aplica a la fracción más pesada de la gasolina obtenida en la Destilación Primaria con el objeto de aumentar su octanaje. Consiste en poner en contacto la gasolina o nafta con un catalizador de platino, produciéndose una reacción química de deshidrogenación resultando hidrocarburos como el benceno y el tolueno de alto octanaje.

E) Visbreaking

También llamado Reductor de Viscosidad, consiste en un craqueo térmico moderado en un solo paso (sin reciclo) de los fondos de la Unidad de Destilación al Vacío.

Permite obtener fracciones algo más pesadas en las unidades de destilación de crudo y luego producir un aceite combustible dentro de las especificaciones de viscosidad, aumentando la fluidez del residuo resultante.

Los rendimientos de gas y gasolina de esta operación no superan el 10% en peso de la alimentación. La conversión a productos

destilados es aproximadamente el 20% en peso de la carga.

F) Hidrocraqueo

Es un proceso de conversi3n en el que mediante el concurso de catalizador, presi3n, temperatura e hidr3geno, se saturan las mol3culas resultantes del craqueo de un hidrocarburo de alto peso molecular, logrando convertir las fracciones de alto punto de ebullici3n y bajo precio, en fracciones ligeras fuertemente revalorizadas.

Este proceso es muy flexible, pues las materias primas pueden ser crudo reducido, gas3leos de vacio, aceite desasfaltado o gas3leos atmosf3ricos y variando las condiciones de operaci3n puede favorecerse la producci3n de gasolina, kerosene/turbo o diesel.

Estos procesos se esquematizan en la figura 1.1

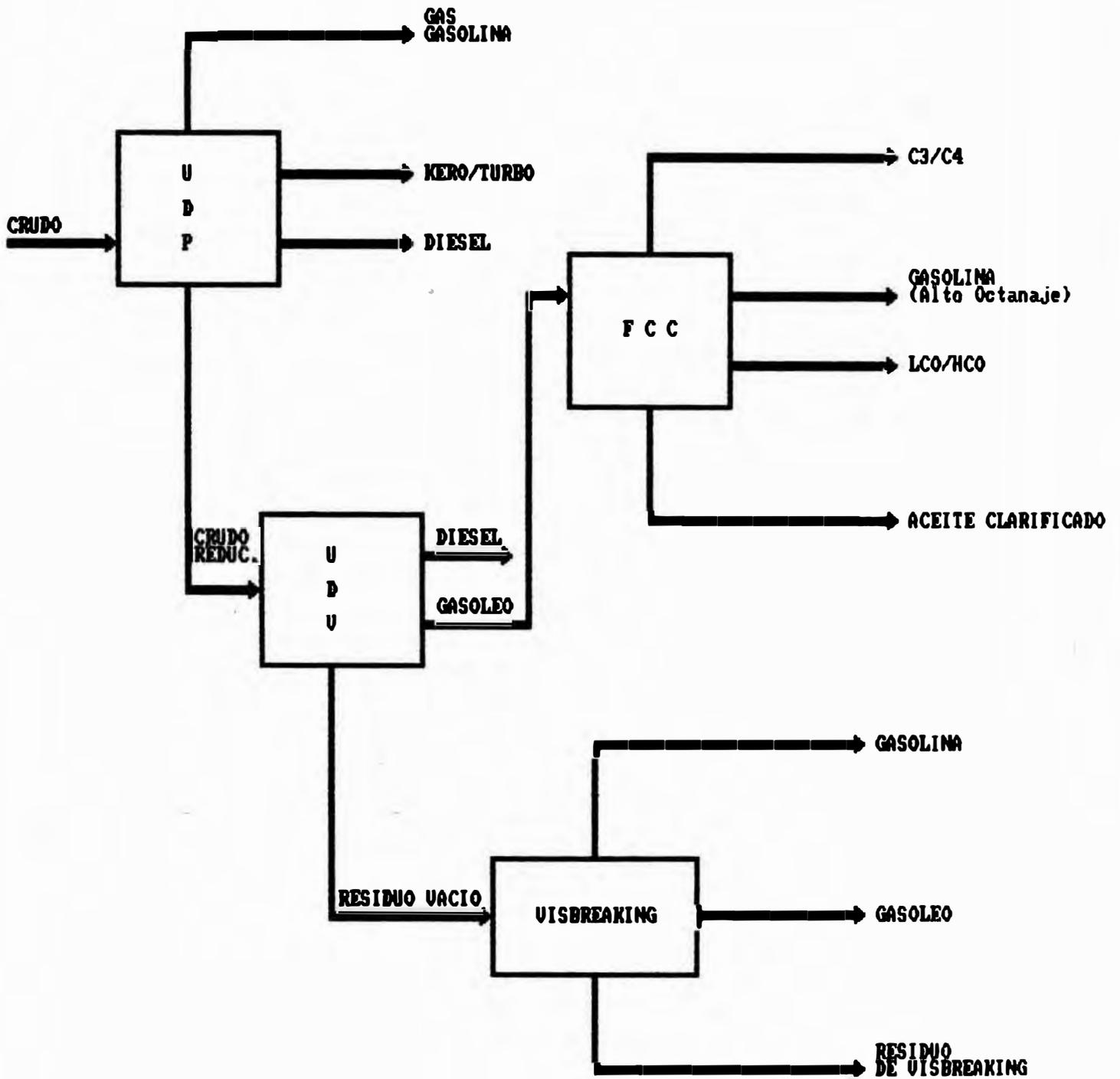


FIGURA 1.1

1.2) UNIDADES DE DESTILACION AL VACIO

En la Industria Petrolera, las Unidades de Destilación al Vacío (UDV) reciben el crudo reducido proveniente de los fondos de las Unidades de Destilación Primaria (UDP). Trabajan en un rango de presión de 0.5 a 3.0 psia (25-250 mm Hg abs), produciendo gasóleos por los cortes laterales y bases asfálticas o residuales como fondos.

Normalmente el criterio de operación de las UDV, es que la carga no sufra descomposición térmica, debiendo los gasóleos producidos y los fondos, estar libres de material insaturado o craqueado. En la actualidad, ha tomado importancia el criterio de producción de máxima cantidad de gasóleos, ya que aparte de constituir la carga para las Unidades de Craqueo Catalítico Fluido (FCC), son frecuentemente adicionados a la producción de diesel.

Sin embargo, la razón principal para evitar la descomposición térmica, es prevenir la formación de coque, que podría causar obstrucciones de tuberías; y la excesiva producción de gases que afectaría la operación de vacío en la Unidad.

El principio básico de operación de las UDV, es la disminución de los puntos de ebullición con la reducción de la presión. El crudo reducido de la

UDP contiene gasóleos de punto de ebullición entre 550 a 1000°F, que sólo a una presión subatmosférica pueden ser separados sin alcanzar temperaturas de craqueo térmico.

Se puede concluir, que la mejor performance de las UDV obteniendo máxima cantidad de gasóleos, depende de la menor presión que pueda mantenerse en la zona flash de la columna y la máxima temperatura a la salida del horno que no cause craqueo de la carga.

La experiencia indica que la temperatura a la que empieza a producirse craqueo es alrededor de 750°F, pudiendo ser menor para cargas de Kuop alto, mientras que cargas de Kuop bajo pueden soportar hasta 800°F sin craquearse.

1.3) COLUMNAS DE DESTILACION AL VACIO

Las columnas al vacío pueden dividirse para su estudio en 5 zonas típicas:

- Zona Flash, de entrada o separación.
- Zona de Slop Wax, de lavado.
- Zona de HVGO, de recuperación de calor.
- Zona de LVGO, de condensación.
- Zona de Stripping o despojamiento.

Zona Flash:

La alimentación entra en la columna en esta zona, a través de un distribuidor tipo tangencial o

tipo caja. En ambos casos, la intención es permitir la separación líquido-vapor disipando la energía de la corriente de alimentación, que frecuentemente entra a velocidad sónica.

La zona flash debe tener un mínimo de 20 pies (6.1 mts.) de altura o preferentemente entre el plato acumulador de slop wax y la boquilla de entrada. La razón para una amplia zona flash es minimizar el arrastre de líquido.

Zona de Slop Wax:

Esta zona tiene por finalidad remover aproximadamente 3 a 5% del total de gasóleos. Estas fracciones de mayores temperaturas de ebullición, contienen mayor cantidad de metales y asfaltenos. La extracción de slop wax provee un medio de control para la contaminación de los gasóleos de vacío con metales y fracciones pesadas.

Slop wax caliente es retornado a la columna en la zona inmediatamente superior a la extracción, lavando los vapores ascendentes. El slop wax extraído puede ser mezclado con residuales o reciclado a la entrada del horno.

Directamente encima de la zona de lavado se hace llegar gasóleo pesado caliente de la zona superior a manera de reflujo interno, el que

provee el medio de condensación para el corte de slop wax.

En los diseños antiguos, se usaba platos con campanas de burbujeo en esta sección de la torre. En los diseños modernos generalmente se usa 2 a 5 pies (0.6 a 0.9 m) de empaques o rejillas. El uso de empaques reduce la longitud de la columna y disminuye la caída de presión. También puede usarse platos de válvulas en esta sección.

Zona de HVGO:

Esta sección puede ser considerada como la de mayor remoción de calor. Es aquí donde la mayor porción de gasóleos es condensada por HVGO circulando a través de intercambiadores de calor y enfriadores, retornando como reflujo a la parte superior de la zona. En muchos diseños la extracción de HVGO representa el 70 a 75% de los gasóleos totales.

En esta sección de la torre, se usa actualmente 1 o 2 porciones empacadas con rejillas y/o anillos. Platos de campanas o válvulas ocasionan altas caídas de presión y son usados sólo en casos donde algún grado de fraccionamiento entre los gasóleos es requerido.

Zona de LVGO:

Esta sección constituye la zona de condensación final o de tope. Aquí, es donde el LVGO es

condensado y separado de los gases no condensables (aire, vapor de agua y gases craqueados) que van hacia los eyectores. Usualmente, el corte de LVGO es 20 a 24% del total de gasóleos y normalmente no intercambia calor, sólo se enfria y una porción es retornada como reflujo hacia el tope de la columna.

Ya que la cantidad de vapores en esta sección es considerablemente menor que en la inferior, el diámetro de la torre puede ser disminuido en esta zona. El acumulador de LVGO es usualmente ubicado en la porción donde disminuye el diámetro; en torres de gran diámetro la altura cónica es tal, que puede acomodar parte o toda la porción empacada.

Zona de Despojamiento:

La zona de fondos es usualmente la parte más angosta de la columna y no tiene partes internas, excepto en aquellos casos donde se requiere especificación de asfaltos en los fondos. En este caso, vapor despojante es usado en los fondos.

Debe procurarse un tiempo de residencia lo suficientemente bajo para no permitir el craqueo de los fondos y consecuentes problemas de depósitos de carbón. Podría fijarse en sólo un minuto el tiempo de residencia óptimo, pero requerimientos de control y otros equipos suelen

fijar un tiempo mayor. Puede circularse fondos parcialmente enfriados a manera de quench.

En la figura 1.2 puede observarse un esquema típico y simple de una columna con platos de burbujeo. La figura 1.3 muestra un esquema de la misma columna en la que se ha modificado su estructura interna, reemplazando los platos por lechos empacados.

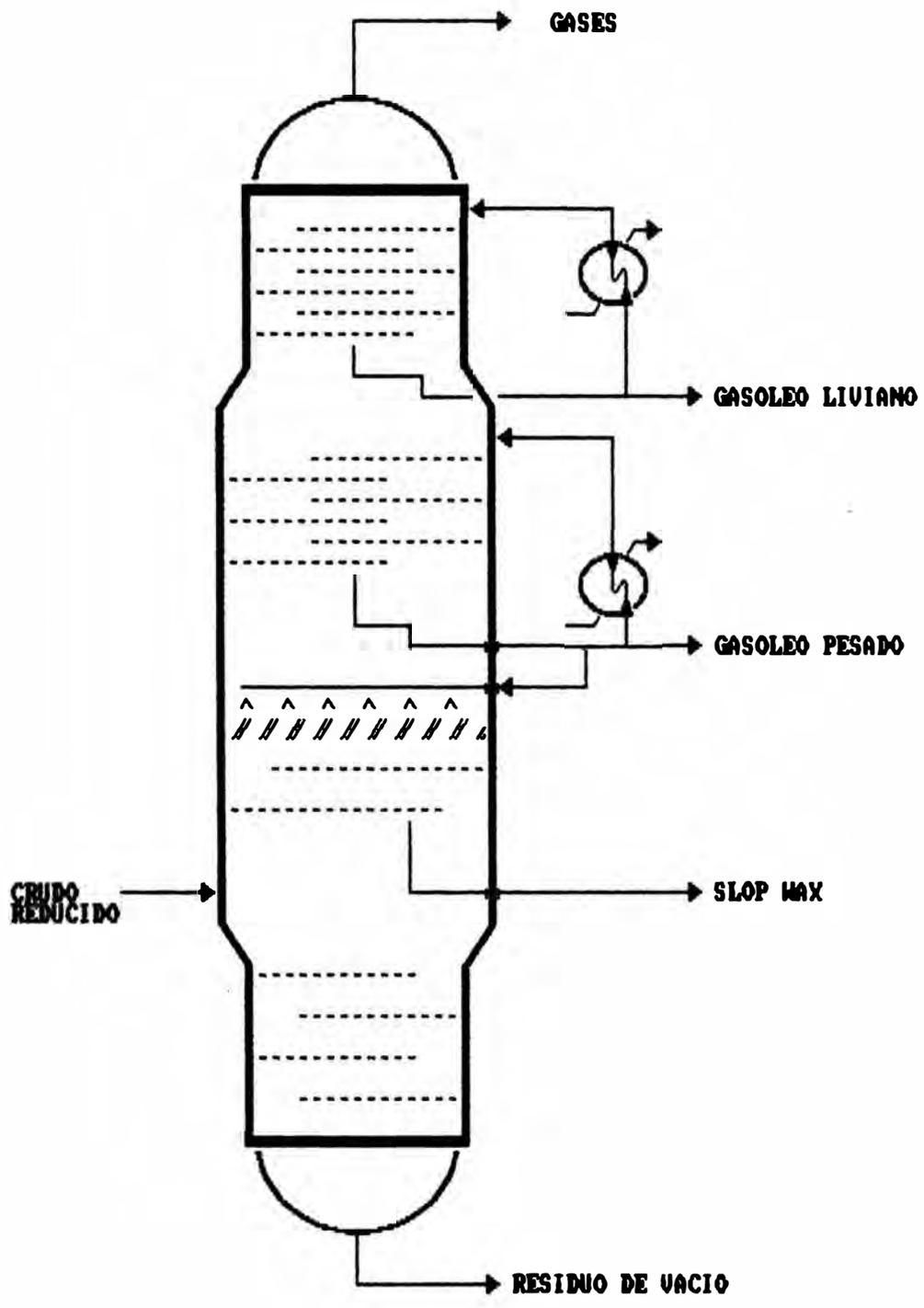


Figura 1.2

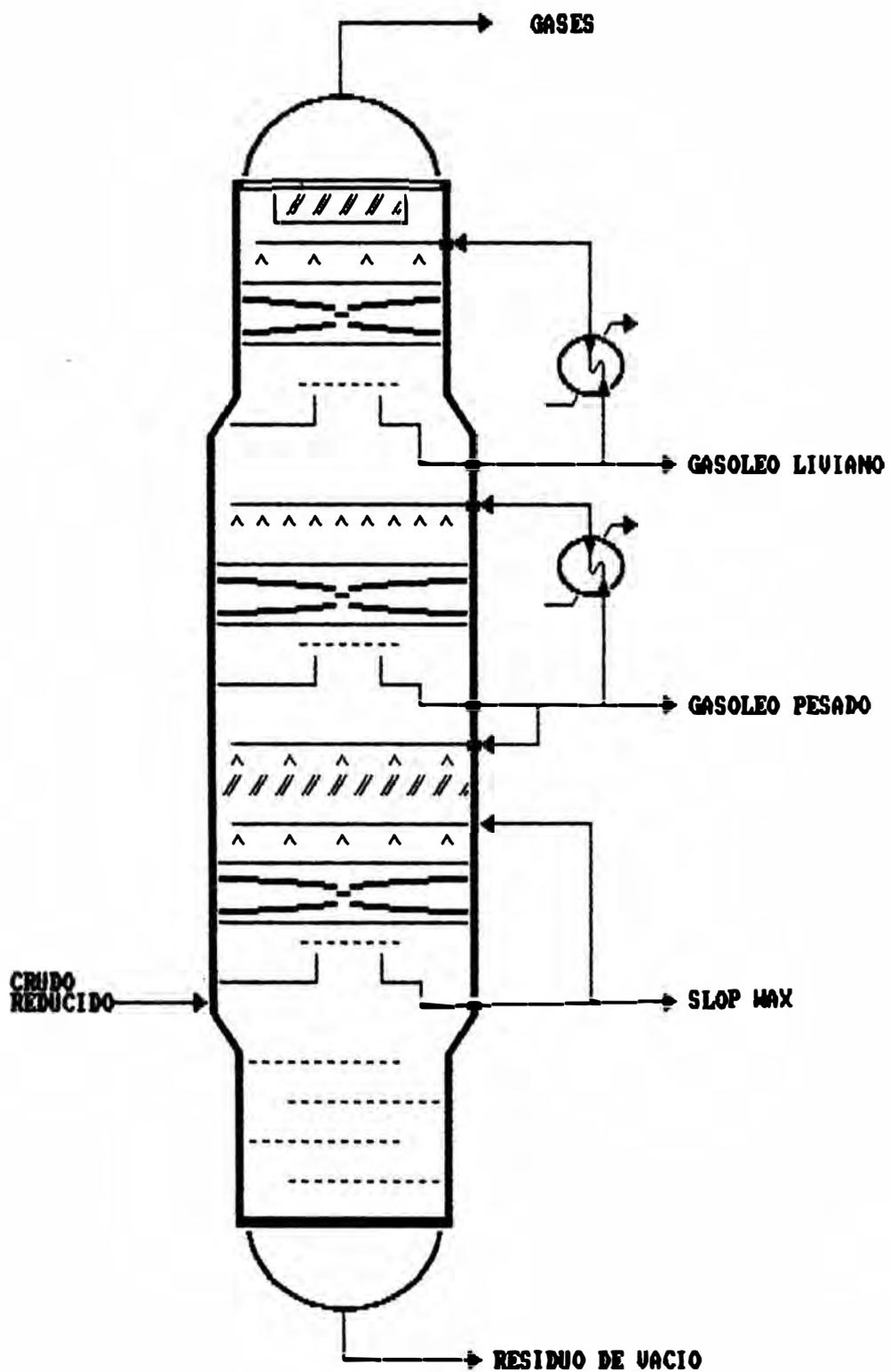


Figura 1.3

1.4) COLUMNAS EMPACADAS VS. COLUMNAS DE PLATOS

Las partes internas de una columna tienen la finalidad de lograr un íntimo contacto entre los vapores ascendentes y el líquido descendente; sin causar en lo posible, restricciones para la capacidad, la caída de presión o el fraccionamiento en la columna.

En el caso de empaques, el líquido desciende por la columna formando películas distribuidas en la superficie del material de relleno; el vapor o gas asciende por los intersticios de los elementos que forman el relleno. De esta manera, el área de la superficie de contacto líquido-vapor es muy grande y las operaciones de transferencia de masa y/o calor resultan bastante eficientes.

La diferencia más notable entre platos y empaques, es que mientras un plato típico tiene un área libre entre el 8 al 15% del área transversal de la columna; un empaque típico usualmente tiene más de 50% de área libre. La fracción vacía de una columna empacada es más del 90% de su volumen.

Estas características llevan al establecimiento de las siguientes ventajas de las columnas empacadas:

- A) Baja caída de presión, en el rango de 20 a 30% de la causada por platos. Para sistemas a alta presión, una reducción en la caída de presión representa pocas ventajas en el proceso, mientras que en columnas atmosféricas y subatmosféricas, este puede ser un factor crítico en la operación.
- B) Retención de líquido (hold-up) pequeña, de 1 al 6% del volumen de la torre comparando con 8 a 12% para columnas de platos. Esto es importante donde la polimerización o la degradación térmica puede ocurrir en el líquido a alta temperatura, por lo que se debe minimizar el tiempo de retención.
- C) Amplitud de razones líquido/vapor. Generalmente los platos son diseñados para valores menores que 10 galones de líquido/(minuto x pie² de área de flujo), usualmente asociados con servicios de destilación; mientras que las columnas empacadas pueden manejar además relaciones líquido/vapor más altas, típicas en absorbedores y torres de lavado.
- D) Mayor capacidad debido a la resistencia impuesta al arrastre de líquido; los empaques generan películas de líquido en lugar de gotitas. Puede esperarse una ligera disminución

en el diámetro de la columna y esencialmente la misma longitud.

E) Disminución de las cantidades de reflujo, como resultado de la mejor eficiencia en la transferencia de masa y/o calor, gracias a la mayor área de transferencia lograda.

F) Menor temperatura en la zona flash de la columna, como efecto directo de la menor caída de presión. Puede lograrse un ahorro significativo de energía, así como disminución en el tamaño del reboiler si fuese usado.

En conclusión, las columnas equipadas con platos fraccionantes inherentemente producen una mayor caída de presión que las columnas empacadas. Esto es así, porque el vapor no sólo debe fluir a través de la restricción de un orificio en el plato, sino que también debe burbujear a través de un lecho de líquido en el plato. En una columna empacada, el vapor sólo debe vencer la resistencia al flujo generada por los elementos del empaque.

Alternativamente, la menor caída de presión puede ser usada para incrementar la presión en el tope de la columna. Esta opción puede permitir el uso de un condensador tipo ventilador de aire en lugar de un enfriador de agua, el que resulta operativamente costoso. En cualquier caso, una

mayor presión en el tope de la columna reduce los costos de instalación y de operación de un sistema de producción de vacío.

Usando columnas de platos, algunas veces se adiciona vapor con el propósito de reducir la presión parcial de los hidrocarburos y lograr una mejor vaporización. Sin embargo, ya que el vapor representa una fase inerte no condensable, este tiende a incrementar la resistencia a la transferencia de masa de la fase gas, incrementar la capacidad del sistema productor de vacío y requerir la posterior separación del destilado y el agua condensada. Con los modernos empaques de alta capacidad y baja caída de presión, el diseño tiende hacia la eliminación de la destilación con vapor y el uso de una baja presión absoluta en la columna.

La decisión de adoptar un tipo determinado de tecnología para cierto servicio, parte de la comparación de características representativas como las que se muestran en el cuadro 1.1; donde la designación de platos abarca a los platos perforados, de campanas y de válvulas. Los empaques random pueden ser anillos o monturas; y el empaque estructurado se refiere principalmente a rejillas tipo Glitsch.

El factor C_s de capacidad es definido como:

$$C_s = V_s [d_v / (d_l - d_v)]^{1/2}$$

donde V_s es la velocidad de vapor en pies/seg; d_v y d_l son las densidades de vapor y liquido en lbs/pie³.

El factor F_s es otro parámetro para la velocidad de vapor:

$$F_s = V_s (d_v)^{1/2}$$

La caída de presión por etapa teórica, DP , es una medida del consumo de energía. El H.E.T.P. o altura equivalente a un plato teórico, denota la eficiencia en la separación o transferencia de masa.

Nótese en el cuadro 1.1 que usando empaques random puede incrementarse la capacidad de la columna hasta en un 20%, la caída de presión disminuye sin sacrificar la eficiencia de separación; generalmente puede esperarse una caída de presión 2/3 menor que en una torre de platos. Por otro lado, los empaques estructurados tienen aproximadamente 80 pie²/pie³ de área superficial, permitiendo doblar la capacidad y triplicar la eficiencia de una columna de platos, siendo la caída de presión de hasta 1/5 de la columna de platos.

CUADRO 1.1

COMPARACION ENTRE TIPOS DE COMPONENTES INTERNOS

DE UNA COLUMNA

<u>CARACTERISTICA</u>	<u>PLATOS</u>	<u>EMPAQUES</u> <u>RANDOM</u>	<u>EMPAQUES</u> <u>ESTRUCTURADOS</u>
<u>Capacidad:</u>			
Factor F_s , (pie/seg) $\times(\text{lb/pie}^3)^{1/2}$	0.25-2.0	0.25-2.4	0.10-3.6
Factor C_s , (pie/seg)	0.03-0.25	0.03-0.3	0.01-0.45
<u>Caida de Presión:</u>			
DP (mmHG/etapa teòrica)	3.0-8.0	0.9-1.8	0.01-0.8
<u>Eficiencia:</u>			
H.E.T.P. (pulg.)	24-28	18-60	4-30

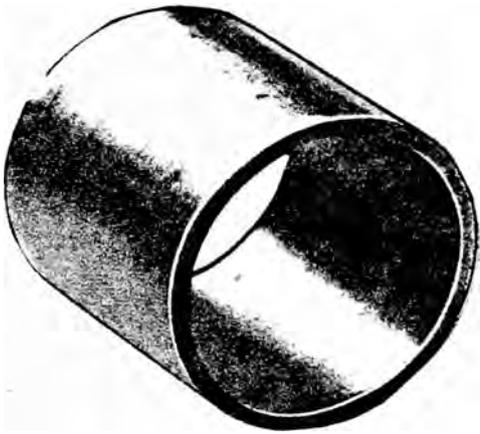
1.4.1) EMPAQUES RANDOM

Los empaques al azar o random comercialmente más comunes son los anillos ranurados y los tipo monturas. Entre los anillos ranurados existen los modelos Raschig, Pall y Lessing; y entre las monturas las Berl e Intalox.

Los empaques pueden ser fabricados de metal, plástico o cerámica. La elección del material es influenciada por las condiciones de operación de la torre y la naturaleza corrosiva de los productos. Así por ejemplo:

- Los empaques de metal no son recomendables si el rate de corrosión es mayor que 10 mils/año.
- Los empaques de material plástico pueden afectarse por exposición prolongada a altas temperaturas, si es que no están reforzados con fibra de vidrio.
- Los empaques de material cerámico son usualmente seleccionados para ambientes corrosivos y a altas temperaturas. Su principal desventaja es la fragilidad.

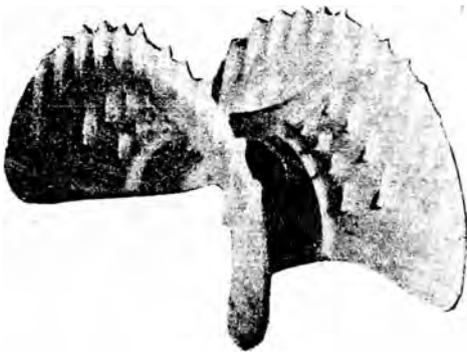
La figura 1.4 muestra varias formas usuales de empaque.



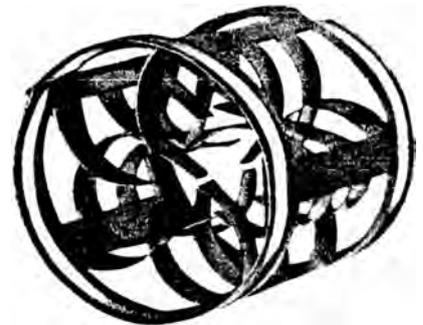
ANILLO RASCHIG



ANILLO LESSING



SILLA INTALOX



ANILLO PALL



IMTP

FIGURA 1.4

Los anillos tipo Raschig son bastante empleados en la industria, son simples cilindros con longitud igual a su diámetro; aunque no son tan eficientes como algunos modelos nuevos, su bajo costo es una gran ventaja. El espesor de pared de los anillos Raschig es un factor importante; a medida que este adelgaza, la resistencia mecánica disminuye. Un gran espesor de pared dará como resultado un aumento en la caída de presión, un menor espacio libre y un área reducida de superficie. Los mejores resultados se obtienen con paredes delgadas.

Los anillos Lessing son simples modificaciones del anillo Raschig, usan particiones internas para mejorar sus características.

Al principio de la década de 1950, una significativa mejora fue hecha en el anillo Raschig por la B.A.S.F.: el anillo Pall, consistía de un cilindro de igual longitud y diámetro con 10 dedos o filos horadados de la pared del cilindro, los que se extienden al interior del empaque; aunque con la misma área superficial geométrica que el anillo Raschig, la

superficie interior del anillo Pall es mucho más accesible al gas y al líquido debido a las aberturas a través de la pared.

El Cascade Miniring fabricado por Mass Transfer Limited es un anillo de las mismas características del anillo Pall, con una longitud de sólo la tercera parte del diámetro exterior. Esta forma le permite autorientarse mejor en el llenado del lecho empacado.

La primera forma moderna de empaque, fue la silla Berl, desarrollada al final de los años 1930. Esta forma tiene un significativo incremento de área superficial por unidad de volumen de empaque comparado con el anillo Raschig. Otra forma mejorada fue la silla Intalox, desarrollada por Norton Chemical Process Products al principio de los años cincuenta. Este diseño tiene dos diferentes radios de curvatura que provee un mayor grado de aleatoriedad en el lecho empacado, lo que se traduce en mejores características de humedecimiento. En general las monturas son más costosas que los anillos.

Un nuevo elemento de empaque combina las ventajas de la forma de la silla Intalox con la de los modernos anillos. Este Intalox Metal Tower Packing o IMTP, fue desarrollado por Norton Company al final de los años 1970 y es manufacturado sólo de metal.

En realidad, ningún empaque posee todas las cualidades como para suplir completamente a los otros. Si bien, el material de empaque es diseñado para dar el mejor contacto gas-liquido, el método de llenar la columna con el empaque juega un papel muy importante; si el liquido y el gas no hacen un efectivo contacto a lo largo de toda la torre, la efectividad del empaque se ve notoriamente disminuida.

1.4.2) EMPAQUES ESTRUCTURADOS

Los empaques estructurados son de uso más reciente, entre los mejor desarrollados están los tipo malla y los tipo platos corrugados.

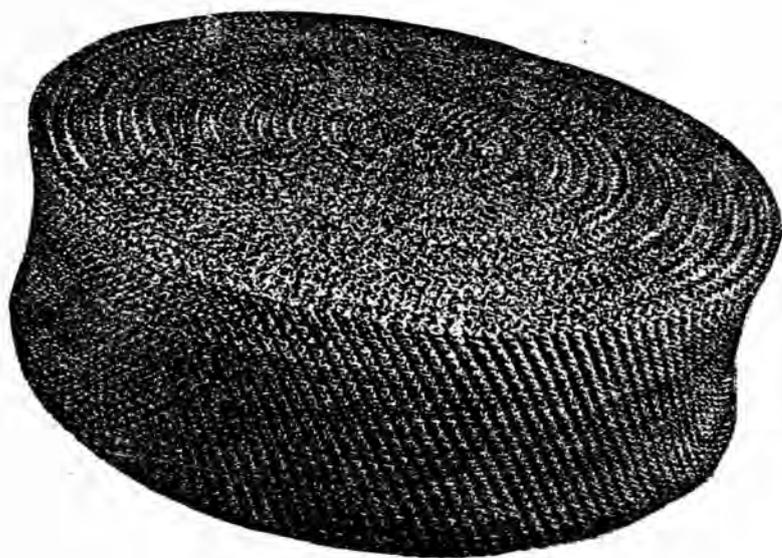
Los empaques tipo malla son fabricados en fajas o tiras que se enrollan a manera de espiral para formar paquetes cilindricos del diámetro de la torre y puestos unos encima de otros para lograr la profundidad

del lecho requerida. Existe también la modalidad de proveerlos en segmentos.

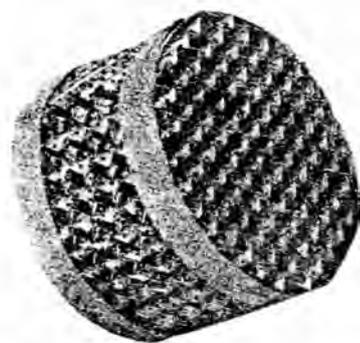
Los empaques de tipo platos corrugados son generalmente suministrados en segmentos, para ser instalados en torres de gran diámetro a través del manhole. Se diseñan para lograr una uniforme distribución del líquido por los espacios entre las superficies corrugadas. Son fabricados de metal o materiales sintéticos de buenas características de humedecimiento.

Los empaques Mellapak de Sulzer, Gempak de Glitsch y Flexigrid de Koch, combinan las características de los empaques estructurados con la distribución al azar dentro de la columna.

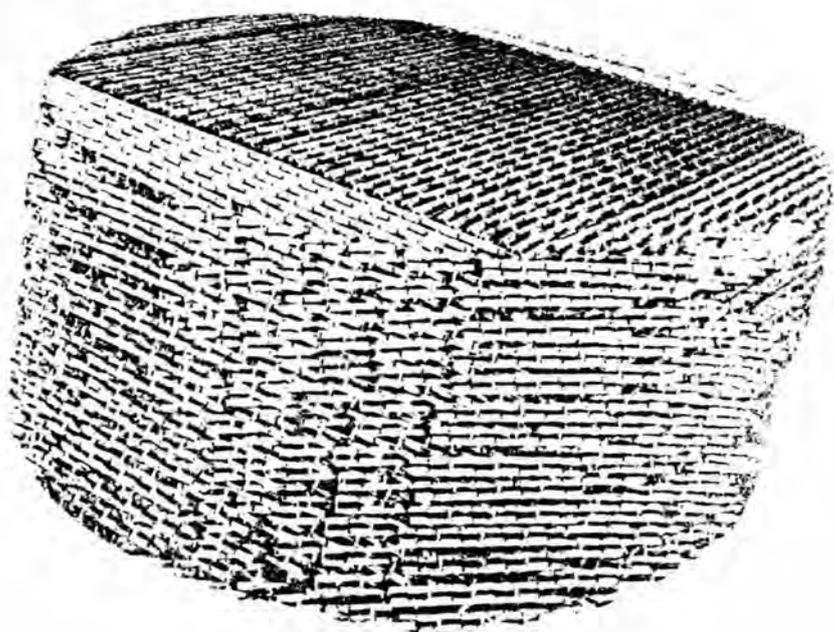
En la figura 1.5 se muestran algunos tipos de empaques estructurados.



MALLA EN ESPIRAL



MELLAPAK



GLITSCH GRID



GEMPAK

FIGURA 1.5

2) CONSIDERACIONES TEORICAS SOBRE COLUMNAS EMPACADAS

2.1) PRINCIPIOS HIDRAULICOS DE OPERACION

Un lecho empacado provee un mecanismo para transferencia de masa o de calor, a través del cual el gas y el líquido fluyen generalmente en contracorriente en la columna.

La presencia de elementos de empaque provee una resistencia al flujo de estos fluidos que es mayor que la de la columna vacía. La resistencia al flujo de líquido hacia abajo no es normalmente de importancia, ya que el líquido fluye bajo la influencia de la gravedad.

El gas que fluye hacia arriba, debe vencer la resistencia ofrecida por los elementos de empaque de la torre. Si sólo el gas está fluyendo a través del lecho empacado, el lecho puede ser tratado como una extensión de la teoría de flujo de gas a través de un lecho de sólidos granulares. Para pequeñas partículas y bajos flujos de gas, el Número de Reynolds es bajo y la fase gas está en flujo laminar. Bajo estas condiciones se produce una caída de presión en el lecho más que una pérdida de energía cinética.

Carmen-Kozeny* derivaron la siguiente ecuación para la pérdida de presión en fase gas en flujo laminar:

$$DP = Y (V_s u' / E^3) [(1-E)/D_p]^2$$

donde: DP: Caída de presión (pulg H₂O/pie)

Y : Constante proporcional

V_s: Velocidad de vapor (pie/seg)

u' : Viscosidad del gas (lb/pie.hr)

E : Fracción vacía del empaque

D_p: Diámetro del empaque

Sin embargo, en muchas aplicaciones el flujo de gas está en condiciones turbulentas y la ecuación anterior no es aplicable donde las pérdidas de energía cinética son altas. Burke y Plummer(14) derivaron otra ecuación para estas condiciones:

$$DP = Y (V_s^2 d_v / D_p) [(1-E)/E^3]$$

*Kozeny (1927), modeló un lecho empacado como una serie de tubos paralelos, de diámetro pequeño y de longitud igual al diámetro. Carmen(1938), aplicó el trabajo de Kozeny para determinar experimentalmente las caídas de presión para flujos a través de lechos empacados.(14)

Como puede verse en esta ecuación, la caída de presión es una función de la segunda potencia del flujo de gas, habiendo solamente un flujo.

La caída de presión también es influenciada por la fracción vacía del lecho empacado. Una pequeña fracción vacía en un lecho empacado, obviamente resulta en una alta velocidad local de gas a un flujo másico de gas constante. El tamaño del empaque también influencia la caída de presión.

2.2) INFLUENCIA DE LA FORMA Y TAMAÑO DE EMPAQUE

Los canales de flujo no tienen una forma o diámetro fijo en el lecho empacado.

El radio hidráulico (área del canal de flujo dividido entre el perímetro húmedo) cambia con la forma del canal. Además, estos canales de flujo no están derechos ni tienen longitud uniforme. Ya que la caída de presión por pie de lecho empacado es constante, la velocidad real de gas varía con el radio hidráulico y con la longitud efectiva del canal de flujo.

Siempre con un flujo simple a través de un lecho empacado, el efecto de la forma de empaque no está bien definido. El desarrollo de formas de empaque permanece como un arte empírico, en el que la caída de presión producida en el lecho real debe ser experimentalmente determinada.

La forma del elemento de empaque influencia grandemente la resistencia al flujo (factores de forma). Así, las sillas de cerámica Intalox y los anillos cerámicos Raschig tienen similares fracciones vacías, pero grandes diferencias en la caída de presión. Una similar situación existe entre los IMTP y los anillos metálicos Pall. Las formas del IMTP y la silla cerámica Intalox, producen menor caída de presión que los anillos metálicos Pall y los anillos cerámicos Raschig, respectivamente, para el mismo flujo másico de gas.

En flujo de gas en simple fase (donde no hay líquido humedeciendo la superficie del empaque), la caída de presión está relacionada al flujo de gas según:

$$DP = Y G^2/dv \quad \text{ó} \quad DP = Y V_s^2 dv$$

siendo G^* : Flujo másico de gas (lb/pie².s)

La constante que relaciona la caída de presión a $V_s^2 dv$ es realmente la suma de los efectos de factor de forma del empaque, fracción vacía del lecho y radio hidráulico del empaque. Esta constante puede ser determinada por mediciones de la línea seca de caída de presión para cualquier tipo particular y tamaño de empaque, cuando el flujo en fase gas es turbulento.

Cualquiera que sea el tipo de relleno, sus dimensiones deben adaptarse al diámetro de la columna. Algunos autores recomiendan tomar como límite máximo 1/30 del diámetro de la columna para anillos Raschig, 1/10 para anillos Pall, 1/15 para las monturas Berl o Intalox. En caso de excederse estos límites, la distribución de los flujos puede ser mala; sin embargo, si se utiliza un relleno demasiado pequeño, el caudal de líquido puede llegar a hacerse insuficiente para que toda la superficie pueda ser mojada y la pérdida de carga tiene tendencia a aumentar. Para evitar el excesivo flujo de vapor por la pared de la columna, el tamaño del empaque debe ser seleccionado de acuerdo con el siguiente cuadro:

CUADRO 2.1

<u>DIAMETRO DE</u> <u>COLUMNA (pulg.)</u>	<u>TAMAÑO MAXIMO</u> <u>DE EMPAQUE (pulg.)</u>
12	1
18	1 1/2
30	2
48	3 1/2

La altura que debe darse a cada zona de relleno, depende del tipo de relleno y de sus dimensiones;

puede ser tres veces el diámetro de torre para anillos Raschig, de 5 a 10 veces para anillos Pall o monturas. No es recomendable exceder los 18 pies en una porción rellena.

2.3) LECHOS EMPACADOS IRRIGADOS

Con flujo de líquido y gas en contracorriente, tan pronto como la fase líquida es introducida dentro del lecho empacado, la caída de presión será mayor que la experimentada sólo con flujo de gas.

Datos experimentales basados en mediciones de caída de presión para diversos casos, permiten plotear para cada empaque particular $\log DP$ vs. $\log G$ (Ver figura 2.1).⁽¹⁴⁾

Para un caudal de líquido dado y caudal de vapor bastante bajo, la caída de presión es sensiblemente proporcional al cuadrado de la velocidad de vapor. Se observa que en estas condiciones, la retención de líquido en la columna es casi independiente del caudal de vapor G y depende más del caudal de líquido L .

La velocidad máxima de vapor a la cual la caída de presión es proporcional al cuadrado del flujo másico de vapor, con Y modificado para tener en cuenta el flujo de líquido, algunas veces ha sido llamado punto inferior de carga o "loading" de la

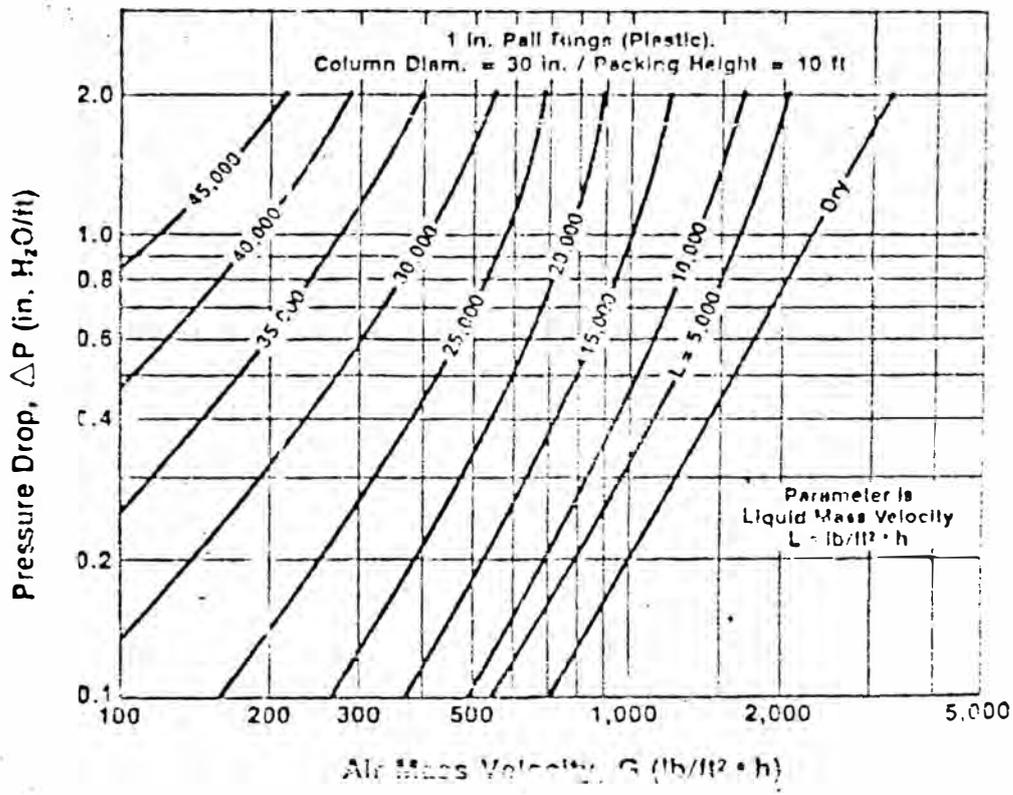


FIGURE 2.1

columna. En este punto, que representa una discontinuidad de la curva a veces difícil de observar; la fricción de vapor es suficiente para frenar el descenso del líquido provocando un aumento en la retención de este, lo que disminuye el espacio libre ofrecido al flujo de vapor.

A bajos flujos de líquido se aprecia que cada una de las líneas que representan diferentes flujos de líquido empiezan siendo paralelas a la línea de $L=0$, pero gradualmente incrementan su pendiente a medida que se incrementa el flujo de gas. La velocidad de cambio de pendiente para cada una de estas curvas es constante hasta valores de flujo de gas suficientemente altos. La velocidad de cambio de pendiente de estas líneas se incrementa con el incremento de flujo de líquido.

Para valores de caída de presión inferiores a 0.10 pulg H_2O /pie de altura de empaque, la caída de presión calculada es inferior a la experimentalmente determinada. Ya que a bajos flujos de gas se puede no estar en flujo turbulento.

A partir de cierto flujo de gas, la velocidad de cambio en la DP se incrementa más rápidamente que un valor constante; es este el punto superior de

carga, también llamado punto de Inundación o "flooding" de la columna.

Encima de esta velocidad de gas, la columna llegará a su capacidad máxima que será determinada por el arrastre de líquido en la fase gas o por excesiva retención de líquido en el lecho empacado. La llamada Inundación (flooding) ó limite de máxima capacidad, es producida cuando la retención de líquido es de la suficiente magnitud para invertir las fases dentro de los intersticios del empaque. En destilación, por ejemplo, la capacidad máxima de operación es determinada por la cantidad de arrastre de líquido requerida para reducir la eficiencia de separación.

El gráfico de $\log DP$ vs. $\log G$ muestra un fenómeno hidráulico que ocurre a altos flujos de líquido. La extrapolación de estas curvas permite llegar a la conclusión de que habrá aún una caída de presión cuando el flujo de gas se aproxime a cero.

A altos flujos de líquido, dependiendo del tamaño del empaque, el lecho empacado presenta una gran tendencia a llenarse con líquido y algo de la fase gas es retenida en la fase líquida. Un tiempo suficiente de retención del líquido en el fondo de la columna, permitirá a estas burbujas

de gas retenidas escapar de la superficie de liquido y retornar a la fase gas. El lecho empacado entonces, produce una caída de presión que es una indicación del flujo de gas interno pasando hacia arriba a través del lecho. Este flujo de gas interno es la suma del flujo de gas introducido exteriormente más el gas recirculado desde el fondo de la columna.

Un diseño prudente implica usar un tamaño suficiente de empaque para evitar caer en esta zona de operación. Por ejemplo, empaques de 2" no exhiben este fenómeno debajo de los 70 gpm/pie² y empaques de 3.5 " han sido operados hasta 125 gpm/pie². Estos flujos tienden a disminuir cuando se trata de flujos viscosos.

2.4) EFICIENCIA (HETP)

La eficiencia en destilación comunmente es expresada como la altura equivalente a una etapa teórica (HETP). En una columna de platos, el valor de la HETP es el espacio entre platos dividido entre la fracción de eficiencia global del plato. Una etapa teórica es una etapa de transferencia de masa en la cual las corrientes de liquido y vapor alcanzan el equilibrio. En una columna empacada, el liquido en el lecho deberia

estar en equilibrio con la corriente de gas localizada una HETP encima del lecho.

Los requisitos esenciales para lograr una alta eficiencia del empaque, son una gran área superficial por unidad de volumen y una uniforme distribución del líquido sobre la superficie.

A velocidades menores a la correspondiente al punto de Inundación, la HETP aumenta proporcionalmente al tamaño del empaque y a la viscosidad del líquido y disminuye con el caudal del líquido.

La eficiencia no es grandemente afectada por mala distribución del líquido cuando se tiene altas relaciones de reflujo, pero a bajas relaciones se convierte en un factor limitante. Por otro lado, la HETP se incrementa lentamente, debido a que se empieza a romper la película de líquido en el empaque y a crear condiciones favorables a la Inundación en la columna.

La HETP en una torre con paredes lisas tiende a incrementarse con el aumento de la altura del empaque, mientras que en una torre con paredes

interiores corrugadas la eficiencia es independiente de la altura.**

Como regla general la HETP del empaque aumenta con el diámetro y la altura del lecho empacado. La performance puede mejorarse operando a velocidades de vapor entre los puntos de Carga (loading) e Inundación (flooding); dentro de este rango la retención de líquido en el empaque es incrementada dando como resultado una mejora en el humedecimiento y distribución del líquido en el empaque.

2.5) RETENCION DE LIQUIDO (HOLD-UP)

Existen dos diferentes tipos de retención de líquido en un lecho empacado: estática y de operación.

La retención estática representa aquel volumen de líquido por volumen de empaque, el cual permanece en el lecho después que los flujos de gas y líquido se han detenido y el lecho ha sido drenado. Normalmente, esta retención estática no es grande y no tiene gran importancia. La

**Kirschbaum (1956), mostró que corrugaciones horizontales en la pared de la torre producen 30-50% de incremento en la eficiencia del lecho empacado.(11)

retención estática depende del área superficial del empaque, la rugosidad de la superficie del empaque y el ángulo de contacto entre la superficie del empaque y el líquido. Además, las fuerzas capilares retendrán líquido en las juntas entre los elementos individuales del empaque. Columnas de empaque bien diseñadas, normalmente no entrapan bolsas de líquido entre los mismos elementos de empaque.

La retención operativa, es aquel volumen de líquido por volumen de empaque que drena fuera del lecho después que los flujos de gas y líquido de la columna se han detenido. La retención operativa es una función del flujo de líquido; el flujo de gas tiene sólo un pequeño efecto en la retención del líquido debajo de la región de Carga de la columna.

El efecto de la tensión superficial sólo es apreciable para bajos flujos de líquido (< 7 gpm/pie²); para líquidos de baja tensión superficial, se llega a verificar una disminución de la retención de líquido de hasta 20% en relación al agua.

La retención se incrementa con la viscosidad del líquido. Existe la tendencia a formar pequeños espacios vacíos en lechos de empaques pequeños, resultando en una rápida pérdida de capacidad de

manejo de gas cuando se incrementa el flujo de liquido. Es recomendable que sólo empaques de tamaño mayor a 1.5" sean usados para manejar líquidos de viscosidad mayor a 50 cps.

La caída de presión a través de un lecho empacado, representa no sólo las pérdidas por fricción y las pérdidas de energía cinética a través del empaque, sino también la fuerza ejercida por la retención operativa del liquido.

2.6) EFECTOS DE LA TENSION SUPERFICIAL, ESPUMA Y ENSUCIAMIENTO

La formación de espuma reduce la eficiencia del empaque, la tensión superficial de la interfase gas-liquido gobierna el tamaño de las burbujas y la estabilidad de estas. El efecto de la formación de espuma es un aumento de la resistencia a la transferencia de masa, ya que un 20% del gas puede ser aislada dentro de la burbuja. Esto induce a la utilización de antiespumantes.

No hay un criterio uniforme acerca del efecto de la tensión superficial en la capacidad de un lecho empacado. Según Eckert's (14), la reducción de la tensión superficial de un liquido no espumante no tendría efecto en la capacidad de un

lecho empacado, aunque si aumentaria la caída de presión.

La espuma representa una muy baja densidad de la fase líquida, que puede significar reducción de la fracción vacía dentro del lecho empacado.

Algunos sistemas producen espuma estable, en estos la velocidad de generación de espuma iguala o excede la velocidad de colapsamiento de esta. Bajo estas condiciones, el uso de antiespumante es necesario para una operación satisfactoria del lecho empacado. Puede no ser necesario eliminar la espuma completamente, pero si reducirla hasta un nivel adecuado.

Excesivas cantidades de antiespumante pueden favorecer la formación de espuma.

Líquidos puros o soluciones totalmente miscibles, normalmente no tienen tendencia a la formación de espuma. Algunos líquidos de baja tensión superficial y líquidos orgánicos halogenados tienen una ligera tendencia. Hidrocarburos con peso molecular mayor que 100 o viscosidad mayor que 0.5 cps. y líquidos parcialmente inmiscibles pueden tener una tendencia moderada.

Fuertes espumamientos pueden esperarse en sistemas que involucran aceites pesados, aminas o finos sólidos insolubles. Productos de corrosión o productos finales de destrucción química

frecuentemente se localizan en la superficie del líquido y causan espumamiento. Operaciones de filtración o absorción son empleadas para remover tales contaminantes del sistema.

El ensuciamiento en un lecho empacado es causado por 3 factores:

- Retención de partículas sólidas que entran con la corriente de alimentación.
- Fluctuaciones en la dirección del flujo de líquido, lo que permite que se sequen algunas zonas del empaque.
- Formación de partículas sólidas por reacción química o sólidos disueltos en la corriente líquida de alimentación.

2.7) DISTRIBUCION INTERNA DE FLUJOS

Los dispositivos de distribución interna de flujos en la torre, deben ser cuidadosamente estudiados si se quiere evitar una pérdida de eficiencia que puede llegar a ser considerable.

Los empaques ordenados no permiten el flujo lateral, en cambio los empaques random son susceptibles a irregularidades en la distribución de flujo o canalización. Es generalmente ventajoso disponer en la torre varios trozos rellenos separados por redistribuidores; un modelo útil puede ser un tronco de cono soldado a

la pared de la torre, de manera de recoger el líquido para reenviarlo hacia el centro de la torre.

Una buena distribución de gas, se obtiene mediante la ayuda de platos perforados provistos de chimeneas que se prolongan en el relleno.

El efecto de la mala distribución es más serio en columnas de rectificación operando a bajas razones de reflujo y también en torres de despojamiento cuando la razón mG/L es considerablemente mayor que la unidad.

En una típica columna de destilación empacada (Ver figura 2.2), el vapor entra a través de una tubería localizada debajo del plato soporte del lecho empacado inferior. Los empaques *random* están apoyados encima de este plato soporte y son cubiertos por otra rejilla, sobre la cual un distribuidor de líquido, recibe una mezcla de líquido entrante a la columna y el proveniente del lecho superior, distribuyendo la mezcla líquida hacia abajo.

Una breve descripción de los principales dispositivos de distribución interna de flujos se ofrece a continuación.

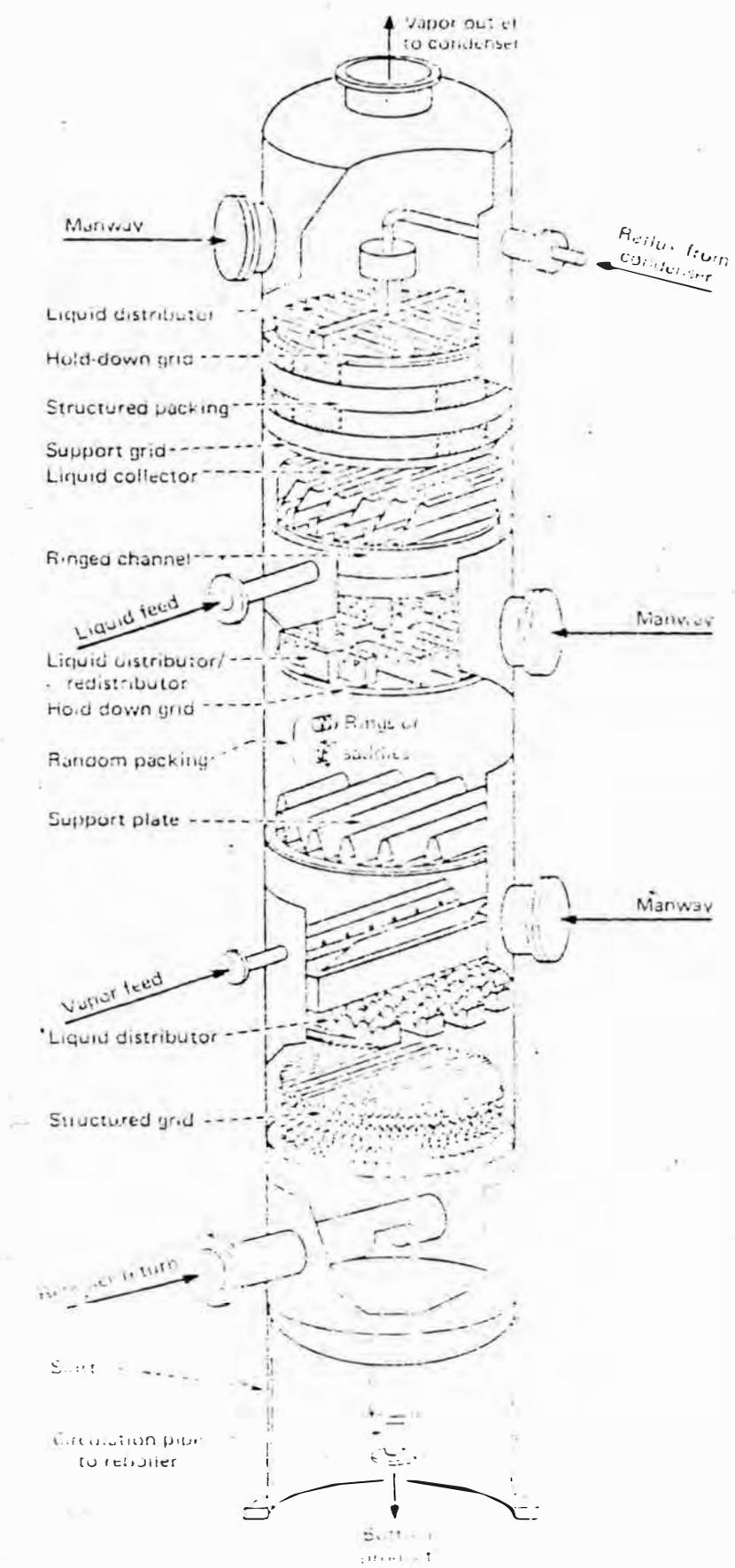


FIGURE 2.2

2.7.1) PLATOS SOPORTE

La función de un plato soporte es retener el peso del empaque y del líquido retenido. Su área libre debe ser mayor de 70% para no causar caída de presión adicional; el tamaño de los agujeros no debe permitir la caída de elementos de empaque.

En la figura 2.3 se muestran las dos formas más usadas:

A) Platos soporte para inyección de gas

Este diseño permite separar fácilmente las trayectorias del líquido y del gas. Su estructura permite la obtención de un área libre entre 90% y 100%, siendo capaz de manejar flujos de líquido superiores a los 100 gpm/pie² y con una caída de presión menor a 0.30 pulg. de H₂O.

Los gases ascendentes normalmente atraviesan el soporte por los tramos verticales de la rejilla, mientras que el líquido cae por los puntos bajos.

B) Rejillas soporte llanas

Tienen elementos verticales de rejilla en dos diferentes planos, su área libre está entre 95% y 97%.

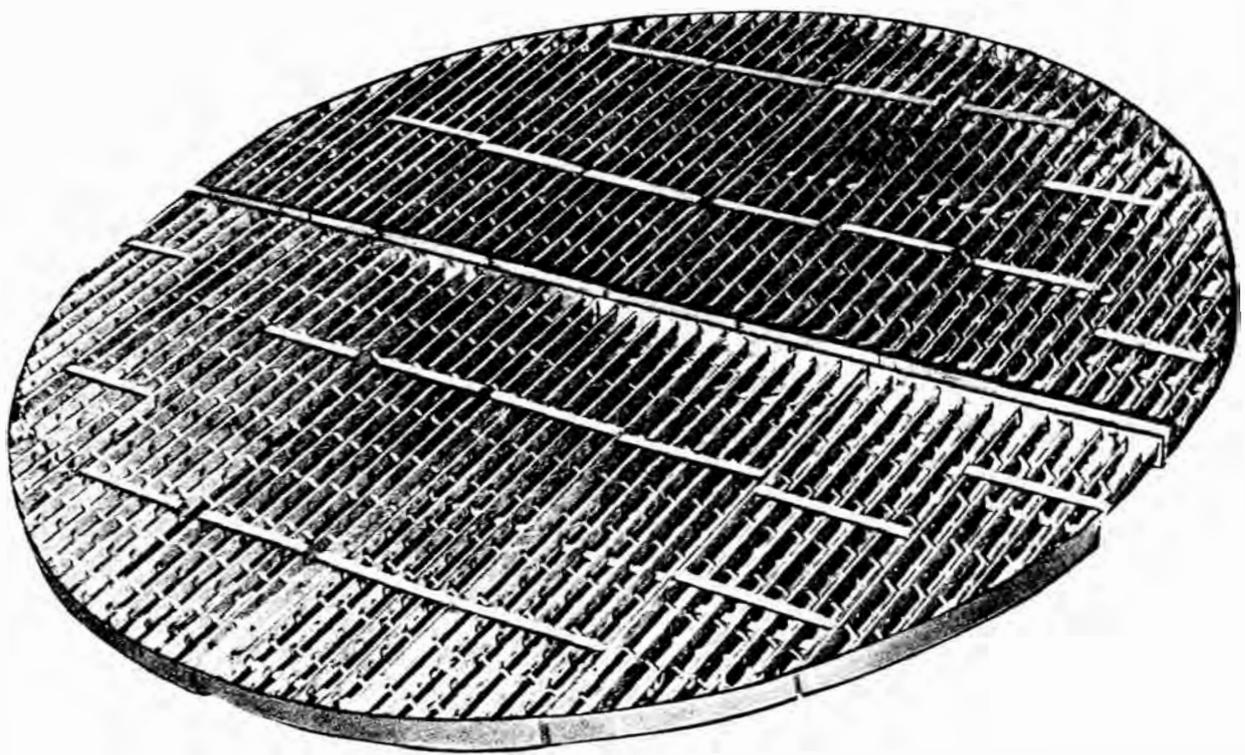
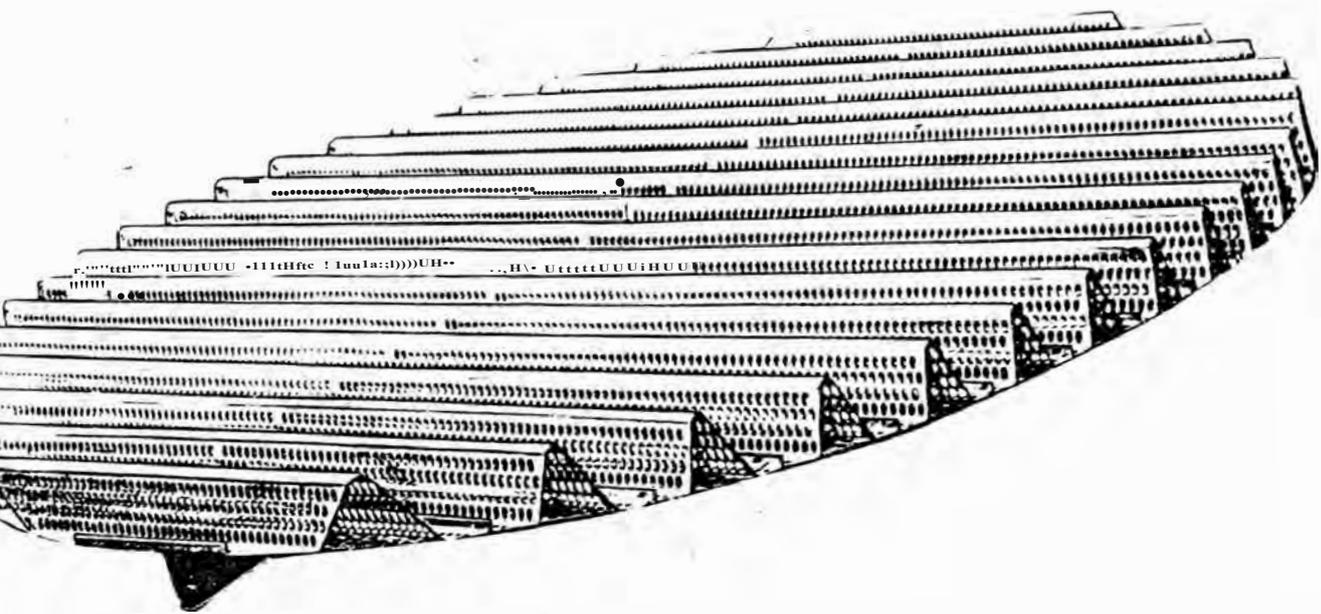


FIGURE 2.3

Pueden manejar altos flujos de líquidos limpios y moderados flujos de gas, con una caída de presión menor a 0.25" de H₂O.

2.7.2) LIMITES DE LECHO

Estos dispositivos son usados para prevenir la expansión del lecho cuando se utiliza altos flujos de gas. Son diseñados con mallas de abertura suficiente para evitar el pase de elementos de empaque. Son asegurados a la pared de la columna por medio de anillos soporte o pernos.

El límite del lecho no debe contener partes estructurales horizontales que pudieran interceptar o desviar el flujo de líquido.

Su uso es ampliamente económico comparado con el daño que puede evitar en caso de una operación anormal.

2.7.3) DISTRIBUIDORES DE VAPOR

Una mala distribución de vapor puede reducir la eficiencia de la columna, más aún en columnas de gran diámetro. Afortunadamente la fase vapor tiende a mantener una uniforme distribución una vez establecida y un simple plato soporte

podría ser usado para controlar la distribución de vapor.

El control de flujo de vapor usualmente se realiza estableciendo una caída de presión a través del plato soporte, que al menos sea igual a la energía de velocidad de la fase vapor a través de la boquilla de entrada a la columna.

Cuando la boquilla de entrada de vapor opera con un factor de capacidad F_s mayor que $22 \text{ lb}^{0.5}/\text{pie}^{0.5} \cdot \text{seg}$, debe instalarse un plato soporte de distribución de vapor. Este dispositivo mostrado en la figura 2.4, puede proveer la caída de presión requerida variando el tamaño de las aberturas en el plato que sostiene las chimeneas de gas. La fase líquida entonces se almacenará en el espacio horizontal hasta una altura igual a la suma de la caída de presión de la fase gas y la resistencia al flujo de líquido a través de los orificios. La parte del fondo de las chimeneas de gas son dejadas sin perforar para permitir esta altura de líquido. En este diseño, las chimeneas inyectan la fase gas dentro del lecho encima de la superficie de líquido.

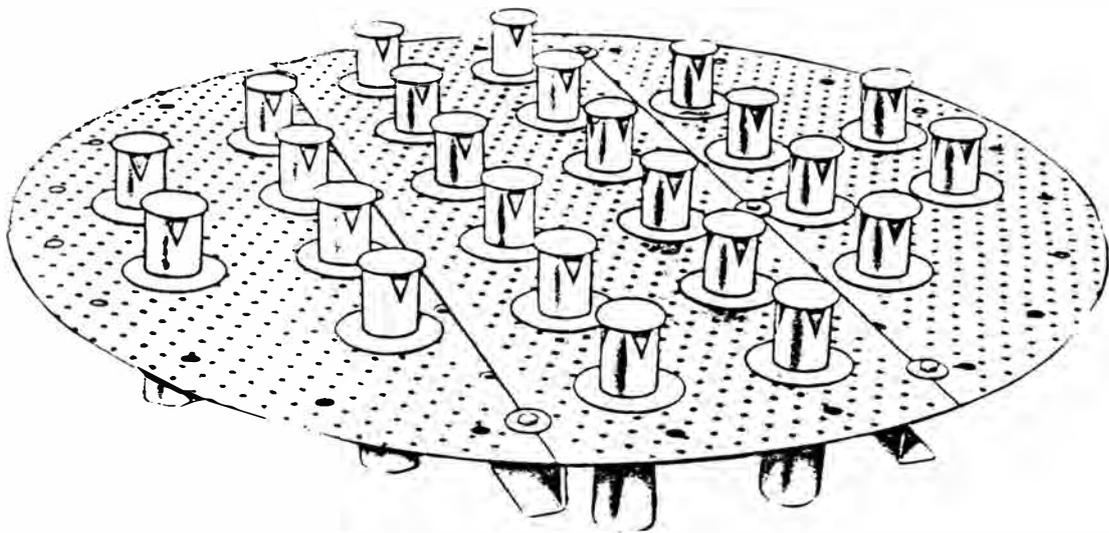


FIGURA 2.4

El área total de las chimeneas, ya sean circulares o rectangulares, debe estar en el rango del 15 al 45% del área transversal de la columna. Cuando se elige chimeneas circulares, el diámetro de estas es normalmente de 4 a 6". La chimenea puede ser fabricada de la altura necesaria, siendo la standard 6".

2.7.4) DISTRIBUIDORES DE LIQUIDO

Después del empaque mismo, el distribuidor de liquido es el componente más importante de una columna; ya que usualmente determina la buena o mala operación de la torre. Muchas de las fallas en torres empacadas tienen su origen en los problemas del distribuidor del liquido. La selección del diseño correcto garantiza una operación continua de la Unidad; y una cuidadosa instalación, implica una buena nivelación del distribuidor para asegurar una uniforme distribución del liquido durante la operación.

Aparte de proveer una uniforme distribución de liquido al tope del lecho empacado, el distribuidor también debe tener un área para el pase de gases lo

suficientemente grande para evitar un alta caída de presión o arrastre de líquido.

En la evaluación de la performance de un distribuidor, deben considerarse los siguientes factores:

- Uniformidad del flujo de líquido para cada punto de irrigación.
- Uniformidad geométrica en la localización de cada punto de irrigación.
- Uniformidad del flujo de líquido por cada pie cuadrado de área transversal del lecho empacado.
- Número de puntos de irrigación por pie cuadrado de área transversal de la columna.
- Área húmeda comparada con el área seca cercana a la pared de la columna.

El número de puntos de distribución por pie cuadrado de área transversal de la columna no debe ser mayor de 10. Un número mayor no mejora la eficiencia del lecho empacado; la uniformidad geométrica de la distribución del líquido tiene más efecto en la eficiencia del empaque. El número de puntos de distribución del líquido por unidad de superficie, debe ser tanto mayor cuanto menor sea el diámetro de la torre.

El tamaño del orificio requerido depende del flujo total de líquido y del número de puntos de irrigación. Si el líquido a distribuirse es perfectamente limpio, el mínimo diámetro del orificio debe ser 0.14"; para servicios ensuciantes, esta dimensión mínima debe incrementarse a 0.20".

Para lechos empacados de igual altura, los empaques grandes son menos sensitivos a la uniformidad de distribución de líquido que los empaques más pequeños. Esto ocurre porque los empaques más grandes tienen mayores valores de HETP y desarrollan menos etapas teóricas que los empaques más pequeños en la misma profundidad de lecho. Un distribuidor de líquido puede ser clasificado de acuerdo a la manera como el líquido es introducido, ya sea por gravedad o por presión. La elección del tipo depende de :

- El flujo del líquido.
- Las tendencias al ensuciamiento u obstrucción.
- Requerimiento de cambios en los flujos.
- Naturaleza del fluido.

A) Distribuidor ranurado-dentado en "V"

Es uno de los distribuidores más frecuentemente usados en torres de diámetro mayor de 3 pies (Ver figura 2.5). El líquido es introducido en el compartimiento tipo caja rectangular y fluye hacia las cubetas via orificios localizados en el fondo o en los lados de la caja. El líquido fluye luego a lo largo de las cubetas y desciende en el lecho empacado a través de las ranuras "V". Estas ranuras permiten grandes variaciones en el flujo de líquido (desde 2 hasta 100 gpm/pie²), gracias al área variable de flujo para diferentes alturas del líquido. En adición, las ranuras "V" permiten manejar líquidos que contienen sólidos y se dispone de gran área para el flujo de vapor.

B) Distribuidor tipo plato de orificios

El diseño es similar a los platos de tipo orificio (Ver figura 2.6); la mayor diferencia es que separa los caminos seguidos por el vapor y el líquido. Debido a consideraciones de caída de presión, este tipo de

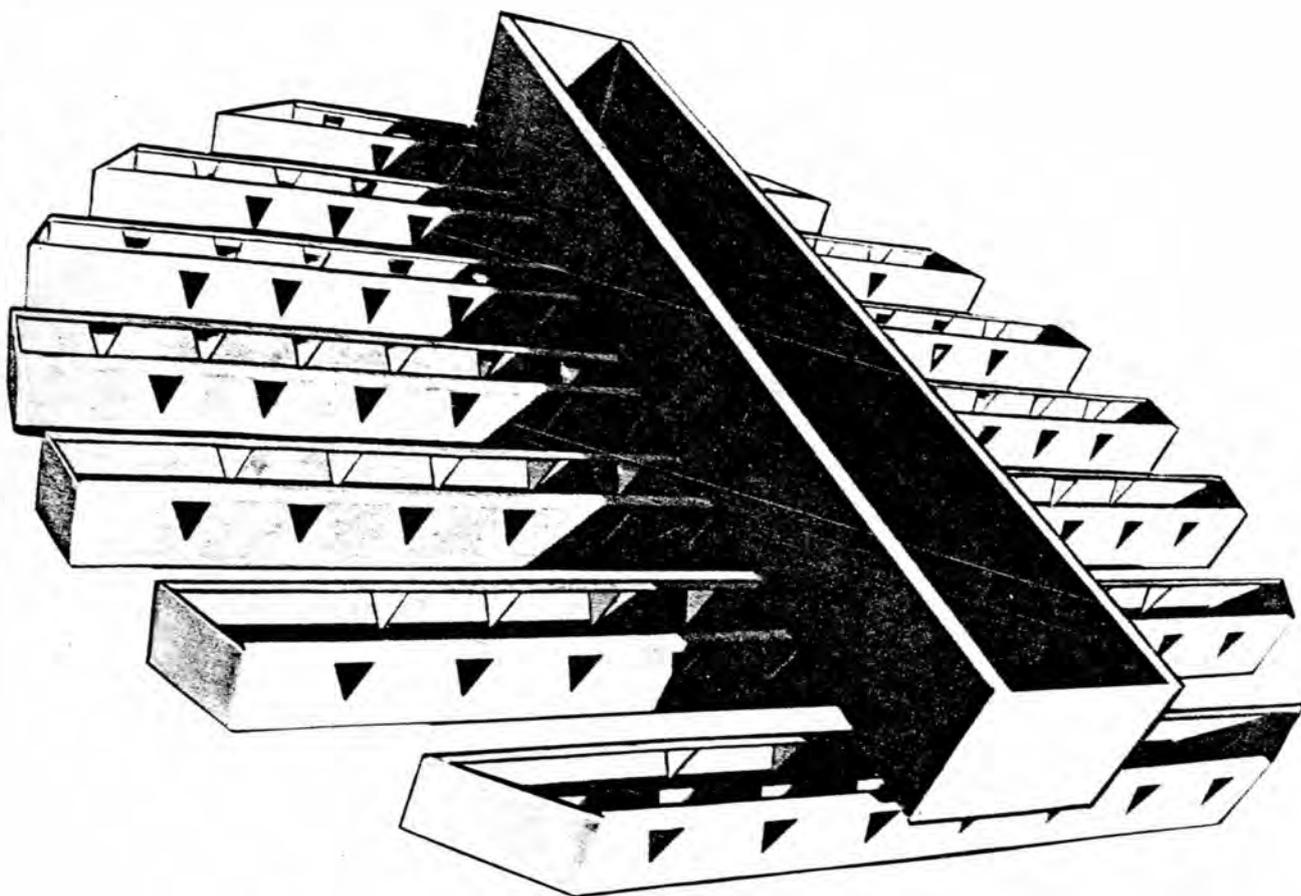


FIGURA 2.5

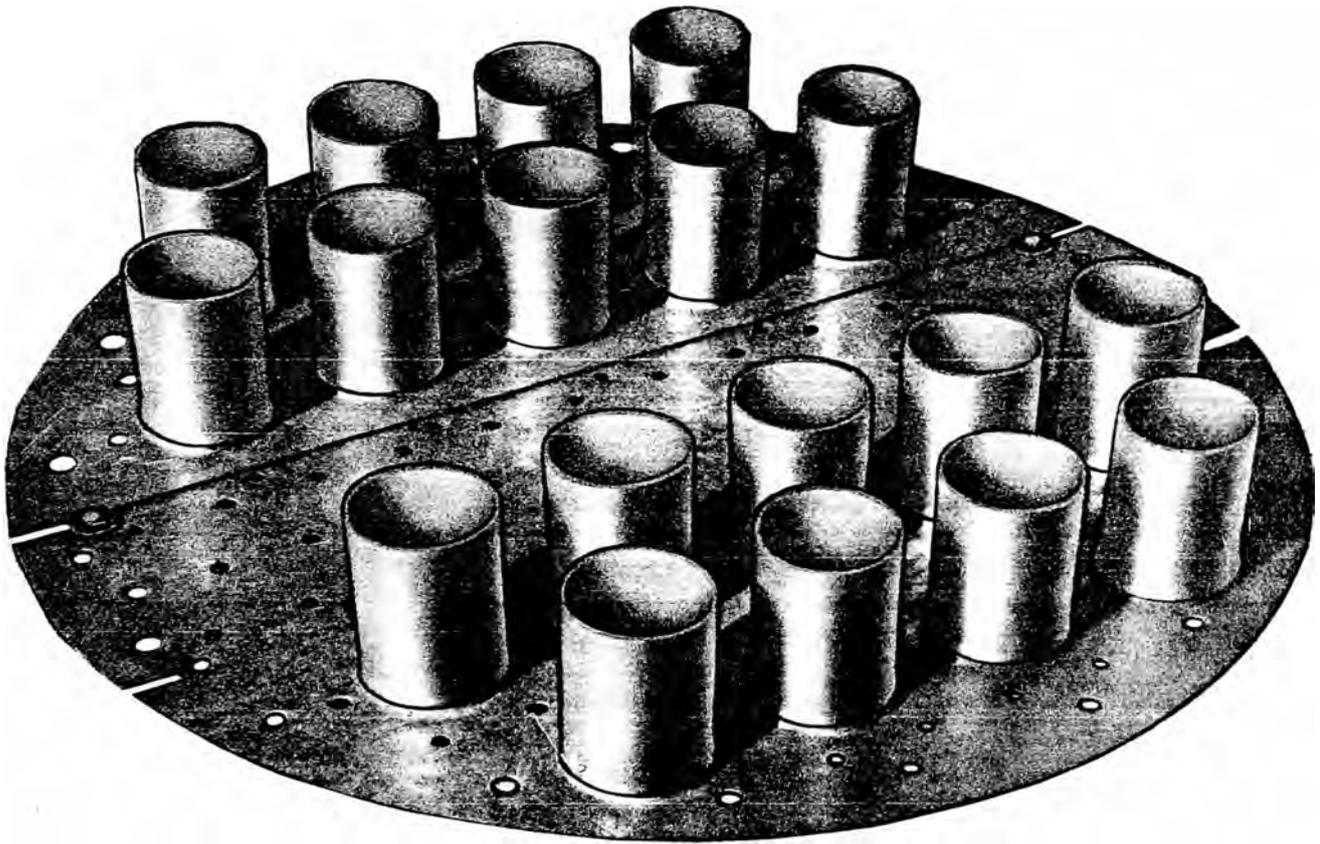


FIGURA 2.6

distribuidores usualmente está limitado a variaciones en el flujo del líquido de hasta 4:1.

Estos distribuidores son preferidos para torres de diámetro pequeño (de 1 a 5 pies) y para el manejo de líquidos limpios. También son usados como redistribuidores entre los lechos de empaque.

Son contruidos con chimeneas circulares, rectangulares o cuadradas y opcionalmente pueden llevar cubiertas en cada chimenea. Se construyen seccionalmente para poder ser instaladas a través de manholes.

C) Cabezales de tubería con orificios

Los orificios adecuadamente dimensionados son localizados estratégicamente a lo largo de la extensión de los tubos para generar uniforme flujo de líquido hacia el empaque inferior. (Ver figura 2.7).

Sirven para líquidos limpios a presión de hasta 15 psig, este tipo de sistema spray es ampliamente usado en reflujos circulantes y en zonas de

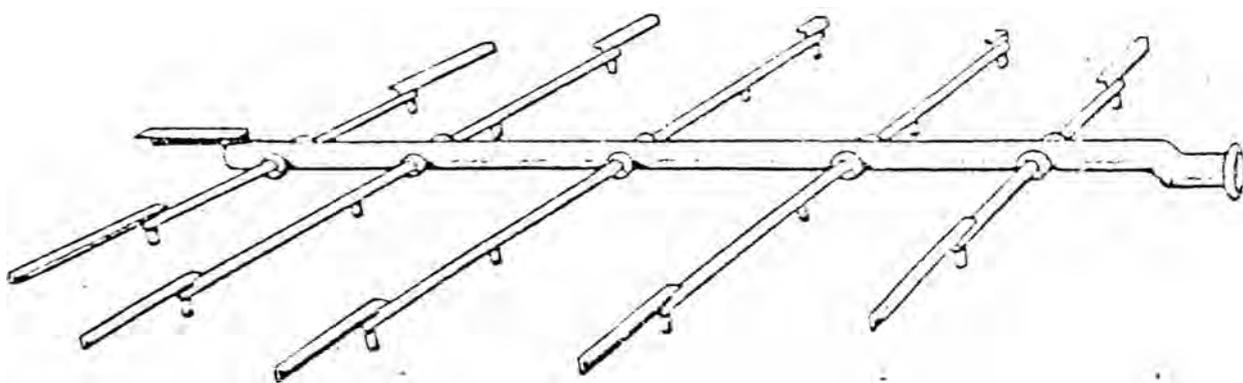


FIGURA 2.1

condensación o lavado de torres de destilación al vacío de petróleo.

Pueden manejar flujos de líquido entre 0.2 y 100 gpm/pie² y ofrecen una altísima área para el flujo de vapor.

2.7.5) DISTRIBUIDORES DE FLUJO EN ESTADO LIQUIDO-VAPOR

La alimentación a una columna empacada de corrientes en estado de "flashing" o en dos fases, requiere distribuidores de un diseño especial. El objeto de estos diseños es absorber y controlar las fuerzas destructivas de la corriente entrante y permitir la completa separación del líquido y el vapor. Los dos diseños más comunes son el tipo baffle y el tipo galería.

El tipo baffle, se caracteriza por una placa de retención colocada encima de un distribuidor tipo orificio. La corriente es alimentada a través de la placa, donde las velocidades del vapor y el líquido son disminuidas lográndose la separación. Son usados en torres de diámetro pequeño (menor a 48" de diámetro) y para corrientes de dos fases rápidamente

separables y sin tendencia a la formación de espuma. (Ver la figura 2.8).

El tipo galería se caracteriza por una placa instalada en el perímetro del piso del distribuidor. La alimentación en doble fase es descargada dentro de la galería donde una completa separación del líquido y del vapor es efectuada antes de que el líquido caiga por debajo del distribuidor. Es usado en sistemas que producen una espuma estable por caída de presión. (Ver figura 2.9).

La altura del líquido a los rates de diseño es generalmente la mitad de la altura de la chimenea. El uso de orificios de diámetro menor a 1/4" debe evitarse.

2.7.6) REDISTRIBUIDORES DE LIQUIDO

Cuando se requiere una alta pureza en la separación de productos de tope o fondo en una columna empacada, se requiere el uso de lechos de altura mayor a 20 pies, los que son propensos a manifestar una inadecuada distribución del líquido en el lecho.

Para torres de gran diámetro, los mismos distribuidores de líquido por gravedad

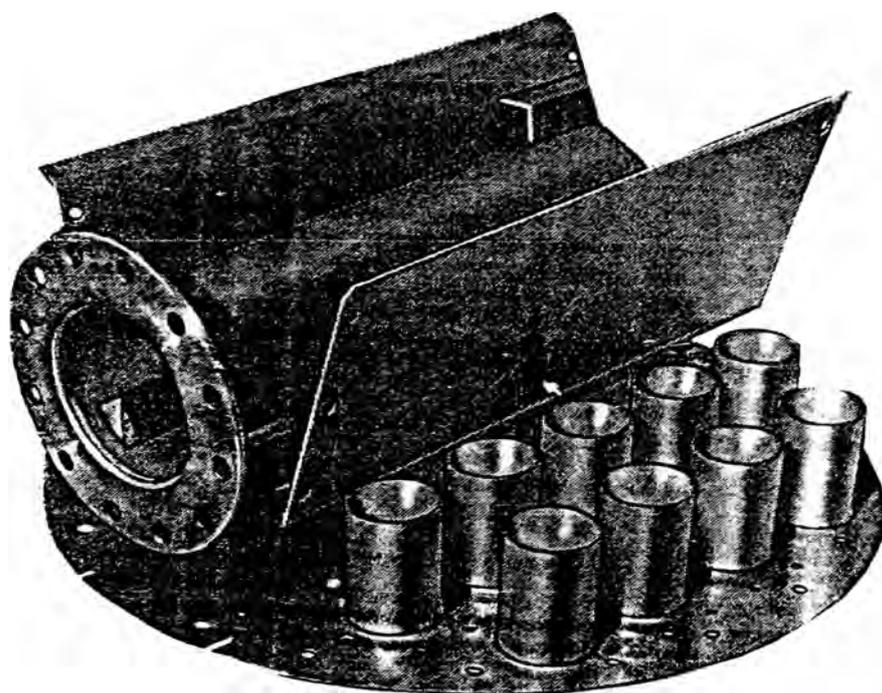


FIGURA 2.8

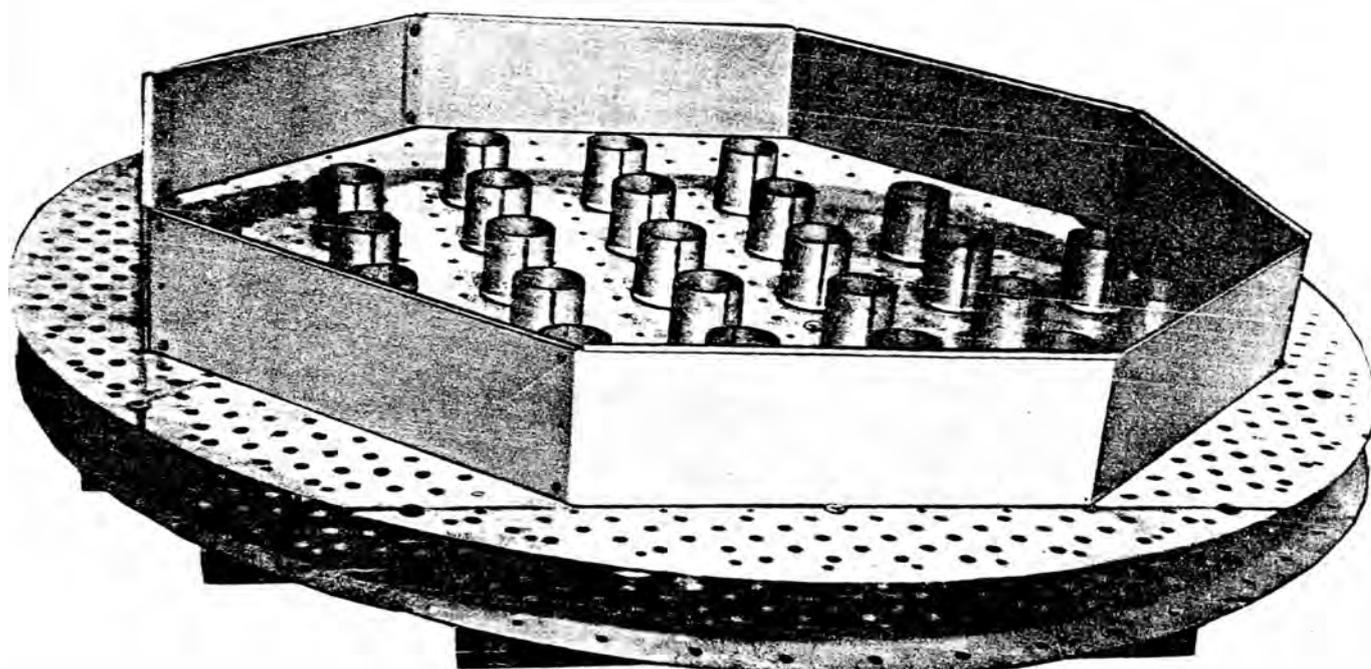


FIGURA 2.9

descritos anteriormente pueden hacer el papel de redistribuidores. En torres de diámetro de 18" o menos, se suele utilizar redistribuidores en la pared de la columna, como el mostrado en la figura 2.10.

Cuando el diámetro de la columna es pequeño, el área superficial de pared es substancial comparada con el área total de la superficie del empaque y hasta un 30% del flujo del líquido podría bajar por la pared. Si el líquido alcanza la pared de la columna, continúa fluyendo por ella, lo que reduce la eficiencia de operación.

Cuando se tiene una columna con varias porciones de empaque, se requiere de un redistribuidor en el tope de cada lecho empacado, pues el flujo de líquido desde un plato soporte no es suficientemente uniforme para irrigar el lecho inferior. Los redistribuidores de líquido deben operar de la misma manera que los distribuidores por gravedad, en caso de tener chimeneas deben estar provistas de cubiertas para prevenir que el líquido

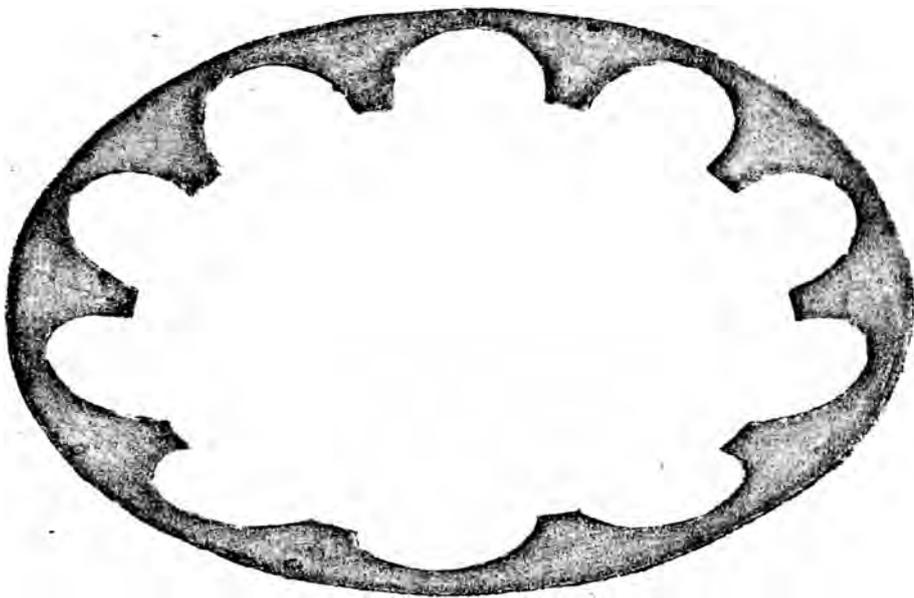


FIGURA 2.10

caiga dentro de esta zona de alta velocidad de vapor.

Un redistribuidor además, se encarga de remezclar la fase líquida y llevarla hacia el lecho inferior a una uniforme composición, manteniendo la distribución de vapor establecida en el fondo del lecho.

2.7.7) COLECTORES DE LIQUIDO

Estos accesorios son necesarios para recolectar el líquido de un lecho superior, redistribuyéndolo en parte hacia abajo y principalmente sacarlo de la columna como un producto lateral. Deben ser diseñados para obtener baja caída de presión y el suficiente "head" para extraer el líquido.

Son especialmente necesarios donde hay un cambio en el diámetro de la columna o donde se establecen reflujos circulantes. El uso de sumideros provee un adecuado "head" de líquido sin acumular líquido en la superficie del plato, lo que aumentaría la caída de presión.

Existen dos tipos de colectores:

A) Colector de liquido tipo riser

Es idéntico al distribuidor de liquido tipo orificio, excepto que las chimeneas son de mayor tamaño (12" a 18"). Estos risers o chimeneas siempre tienen cubiertas o sombreros. El espaciamiento entre un plato colector y el lecho empacado superior es recomendado en 18" y como minimo 12"; este espacio es necesario para permitir la distribución suave del vapor antes de entrar al lecho superior.

Debido a la caída de presión que este tipo de colector introduce, es empleado usualmente para servicios a alta presión o presión atmosférica.

Los colectores de un sumidero se utilizan para columnas de hasta 12 pies de diámetro. Para diámetros mayores, debe usarse platos colectores con dos sumideros localizados en lados opuestos del plato o uno localizado en la parte central, como se muestra se muestra en la figura 2.11.

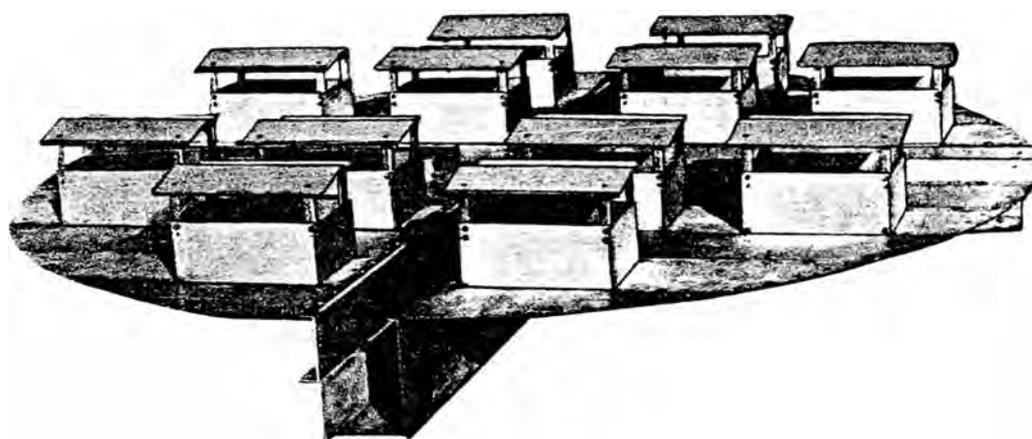


FIGURA 2.11

B) Colector tipo Chevron

Mostrado en la figura 2.12, consiste de placas suavemente espaciadas y de diferentes alturas, donde el flujo de vapor que entra al fondo del lecho superior es bastante uniforme. De acuerdo con esto, el espacio entre el colector y el lecho superior puede ser menor a 12".

Este tipo de colector normalmente tiene más del 90% de área libre para el flujo de vapor, lo que causa una caída de presión bastante pequeña (menos de 0.15 mm Hg) y lo hace adecuado para servicios al vacío.

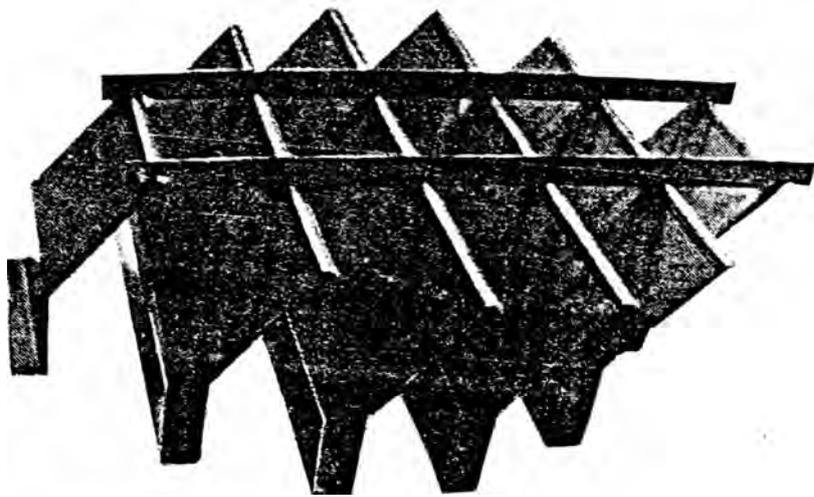


FIGURA 2.12

3) ANTECEDENTES DE LA UDV DE REFINERIA LA PAMPILLA

3.1) CARACTERISTICAS DE DISEÑO

La Unidad de Destilación al Vacío de Refinería La Pampilla, fue diseñada para procesar 9400 BPD de crudo reducido proveniente de la Unidad de Destilación Primaria I; produciendo gasóleos liviano (LVGO) y pesado (HVGO) usados como carga en la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC).

La columna posee 14 platos, del 1 al 12 pueden ser considerados como platos condensadores o contactores; los platos 13 y 14 junto con la malla, sirven exclusivamente para evitar la contaminación de los gasóleos por parte del residuo de vacío, que contiene elementos metálicos que disminuyen la actividad del catalizador de FCC.

El LVGO se extrae entre los platos 6 y 7. Una porción se retorna como reflujo frío para controlar la temperatura del tope de la columna y otra sale hacia tanques o directamente a FCC.

El HVGO se extrae entre el plato 12 y la malla de alambre, una parte retorna a la malla como reflujo para lavarla y evitar coquización que pudiera obstruirla; otra parte es usada para precalentar parte de la carga a UDP y luego se refluja a la columna a la altura del plato # 7

para lograr la separación entre el LVGO y el HVGO. El HVGO producido puede pasar a tanques o directamente a FCC.

Los platos 1 al 12 son bandejas perforadas, mientras que el 13 y 14 tienen campanas de burbujeo. Según el diseño, el líquido del plato 14 es retornado al plato 13 para sellar las campanas, constituyendo un reflujo circulante de slop wax.

Para evitar coquización en el fondo de la columna, una parte del residuo de vacío es reciclado a manera de quench después de enfriarse con crudo carga a la UDP. El residuo de vacío producido es enviado a tanques para formar parte del pool de residuales.

El vacío en la columna se logra mediante un sistema de eyectores-condensadores de 2 etapas.

Un diagrama de flujo de la Unidad puede verse en la figura 3.1 y un esquema de la columna en la figura 3.2.

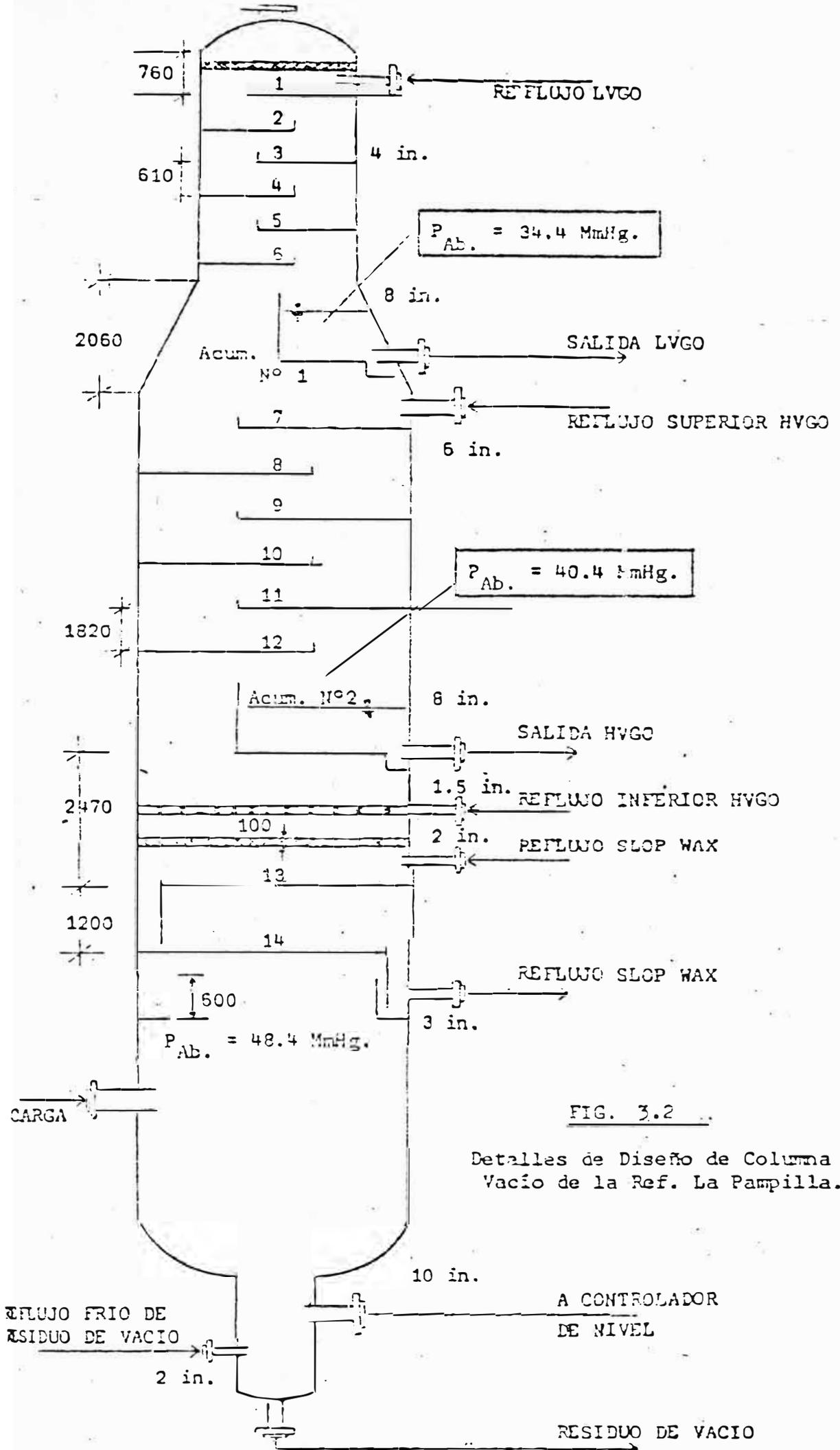


FIG. 3.2

Detalles de Diseño de Columna de Vacío de la Ref. La Pampilla.

3.2) CONDICIONES DE OPERACION NORMALES

Con ayuda del cuadro 3.1 puede compararse las condiciones de operación normales con las de diseño y las de la corrida de prueba a máxima carga.

Los requerimientos de gasóleos para FCC y para mezcla con diesel, han obligado a llevar la carga de la Unidad hasta los 12500 BPD. Esto debido a la disminución de la gravedad API del crudo, que ha variado los rendimientos obtenidos en la UDV de 77.6% de gasóleos según diseño, hasta 49.5%.

La temperatura de la zona flash de la columna ha sido disminuida por consideraciones de calidad de la carga; como consecuencia, la circulación de residuo de vacío frío al fondo de la columna (quench) se utiliza sólo en casos necesarios.

El reflujo circulante de slop wax se ha puesto fuera de servicio, debido a que el contenido de metales en el gasóleo utilizado como carga a FCC, se encuentra dentro de los límites permisibles.

Problemas de corrosión han obligado a sacar de servicio los enfriadores de agua E-25 A/B/C, correspondientes al reflujo de LVGO; esto se refleja en el aumento de la temperatura de tope de la columna, aún cuando se ha incrementado la cantidad de reflujo.

CUADRO 3.1

CONDICIONES OPERATIVAS DE LA UNIDAD DE DESTILACION AL VACIO

Referencia:	<u>DISENO</u>	<u>NORMALES</u>	<u>MAX. CARGA</u>
1) <u>FLUJOS BPD (RENDIMIENTO %)</u>			
Crudo reducido	9360	12500	15000
LVGO	2460 (26.3)	1580 (12.7)	1900 (12.8)
HVGO	4800 (51.3)	4590 (36.8)	5100 (34.1)
Reflujo LVGO	9512	14850	15048
Reflujo HVGO	9250	5600	5200
Reflujo a malla	560	620	640
Slop Wax	970	F/S	F/S
Quench	690		740
2) <u>TEMPERATURAS (°F)</u>			
Zona Flash	700	653	660
Plato HVGO	480	488	485
Plato LVGO	200	234	196
Tope	105	132	116
Reflujo LVGO	100	155	128
Reflujo HVGO	150	253	142
Fondos	598	630	635
3) <u>PRESION (mm Hg abs)</u>			
Zona Flash	75	49	61
Tope	50	36	36
4) <u>GRAVEDADES (°API)</u>			
Crudo	27.0	24.0	26.4
Crudo Reducido	17.5	15.6	15.2
LVGO	23.0	33.4	32.5
HVGO	19.0	24.6	25.5
Residuo de Vacio	8.5	7.5	10.2
5) <u>VISCOSIDAD (Cst a 210°F)</u>			
Crudo Reducido	100	51	65
Residuo de Vacio	1100	3645	1468

La viscosidad del crudo reducido se ve afectada por la no extracción del corte de AGO en la UDP; mientras que la viscosidad del residual de vacío se ha convertido en una variable de control importante tanto por los problemas existentes en el circuito de fondos, como por su influencia en el pool de residuales.

En el cuadro 3.2, se resume los resultados de análisis de laboratorio realizados a la carga y a los productos de la UDV, durante la operación normal de la Unidad.

3.3) LIMITACIONES OPERATIVAS

Los gasóleos para carga a la Unidad de Craqueo Catalítico deben obtenerse con el mínimo contenido de carbón, para prevenir el excesivo rendimiento de coque en el catalizador; y con la mínima cantidad de metales pesados (V, Ni, Fe, Cu) que constituyen veneno para el catalizador. Se ha conectado una línea de HVGO caliente hacia el circuito de reflujo de slop wax para asegurar este objetivo.

El residual de vacío obtenido con el procesamiento de Crudo Selva es bastante más viscoso que lo considerado en el diseño, originándose severas limitaciones con las bombas de fondos de la Unidad. Se están realizando

CUADRO 3.2

CALIDAD DE LOS PRODUCTOS - OPERACION NORMAL

	<u>LVGO</u>	<u>HVGO</u>	<u>C.REDUCIDO</u>	<u>R.VACIO</u>
API a 60°F	33.4	24.6	15.6	7.5
Punto Infl. °F	148			
<u>Destilación ASTM D-1160 (a 760 mmHg, °F)</u>				
P. I.	360	548	403	
5% Recup.	412	624	536	
10% "	440	646	610	
20% "	472	674	707	
30% "	698	772		
40% "	721	829		
50% "	524	744	888	
60% "	772	931		
70% "	800			
80% "	832			
90% "	608	870		
95% "	642	900		
P. F.	674			
<u>Viscosidades</u>				
Cst. a 100°F	3.21	35.98		
Cst. a 122°F	2.63	20.96	638	
Cst a 210°F			51.4	3645
Conradson, % masa		0.06	12.47	
S Total, % masa		0.67	1.22	
<u>Metales(ppm)</u>				
Vanadio		32	220	
Niquel		Trazas	98.9	
Cobre		0.52	1.8	
Fierro		1.7	13.0	

mezclas en línea con crudo reducido de la UDP para disminuir la caída de presión en el circuito hacia tanques.

Otra de las principales limitaciones para aumentar la carga a la UDV, era la alta temperatura en los tubos del horno ($T_{max.}=960^{\circ}F$). Este problema ha sido superado con la instalación de un horno similar en paralelo.

A cargas de 12500 BPD se observan limitaciones en la columna de Destilación al Vacío, debido a la capacidad de vapor a través de los platos de campanas 13-14 y en la zona de condensación de HVGO.

Se observa un aumento en la caída de presión a lo largo de la columna, afectando la capacidad de vaporización de la carga que está supeditada al vacío existente en la zona flash; siendo este factor determinante para la temperatura de operación a la salida del horno y el consumo de combustible necesario.

La sobrecarga en la zona media de la columna, se evidencia por la necesidad de disminuir el reflujo de HVGO y aumentar el de LVGO para mantener la estabilidad de operación; afectando con esto la distribución de cargas térmicas y la óptima recuperación de calor. Esto se ilustra en el cuadro 3.3.

CUADRO 3.3

CARGAS TERMICAS EN LA COLUMNA DE DESTILACIONAL VACIO

Referencia:	<u>DISENO</u>	<u>NORMALES</u>	<u>MAX. CARGA</u>
<u>ZONA HVGO</u>			
HVGO condensa(lbs/hr)	65900	60870	67300
LVGO enfria(lbs/hr)	32910	19790	23930
Q(MMBtu/hr) condensa	15.190	11.866	13.648
Q(MMBtu/hr) enfria	7.898	3.364	5.145
Q(MMBtu/hr) total	23.088	15.230	18.793
Q reflujo HVGO	24.088	10.445	13.711
<u>ZONA LVGO</u>			
LVGO condensa(lbs/hr)	32910	19790	23930
Q(MMBtu/hr) total	5.027	3.670	3.777
Q reflujo LVGO	6.542	9.021	8.272

Finalmente, representan limitaciones el tamaño de algunas válvulas de control: fondos de vacío, reflujo de HVGO a la columna, HVGO a tanques y reflujo de LVGO a la columna.

4) SELECCION DE TECNOLOGIA

4.1) CRITERIOS DE SELECCION

Entre las compañías que ofrecen tecnología de columnas empacadas pueden mencionarse:

-Norton con el "Intalox Metal Tower Packing" (IMTP).

-Sulzer con su empaque "Mellapak".

-Mass Transfer International con sus anillos "Cascade Mini Rings".

-Koch con sus empaques "Flexigrid", "Flexirings", "Flexisaddles" y "Flexipac".

-Glitsch con su "Grid/Ring Combination Bed".

Dentro de ellas Glitsch es la que mayor experiencia ha alcanzado en la aplicación de esta tecnología para el caso específico de torres de destilación al vacío de petróleo.

La mayor parte de literatura disponible sobre el tema proviene de investigaciones realizadas por técnicos de esta Compañía.

Para el caso de la UDV de Refinería La Pampilla, las condiciones de carga en las zonas críticas de la columna; es decir, la zona de lavado y la parte inferior de la zona de condensación de HVG0, imponen el uso de empaques de alta capacidad.

Cualquiera de los empaques random disponibles, aún los de mayor diámetro recomendado, trabajarían en condiciones de Inundación en estas zonas.

El empaque estructurado Grid de Glitsch tiene una capacidad 29% mayor que los anillos de 3.5" y 50% mayor que los anillos de 2" de diámetro.

La tecnología escogida para usarse en la evaluación técnica del reemplazo de los platos de la columna al vacío de Refinería La Pampilla, es la propuesta por la Compañía Glitsch Inc.

4.2) DESCRIPCION DE LA TECNOLOGIA SELECCIONADA (4)

Como puede verse en la figura 4.1, Glitsch ha combinado en un lecho integral, la alta capacidad de los empaques estructurados y su alta eficiencia en transferencia de calor a altas velocidades de flujo de vapor; con la alta eficiencia en transferencia de calor de los empaques random a bajas velocidades de flujo.

El empaque estructurado Glitsch es un empaque ordenado, usualmente fabricado en paneles de 60" x 15" x 2 1/8". Estos paneles consisten de elementos verticales, horizontales y oblicuos que causan suficiente turbulencia para promover un óptimo contacto del vapor y el líquido en la torre. Se muestra en la figura 4.2.

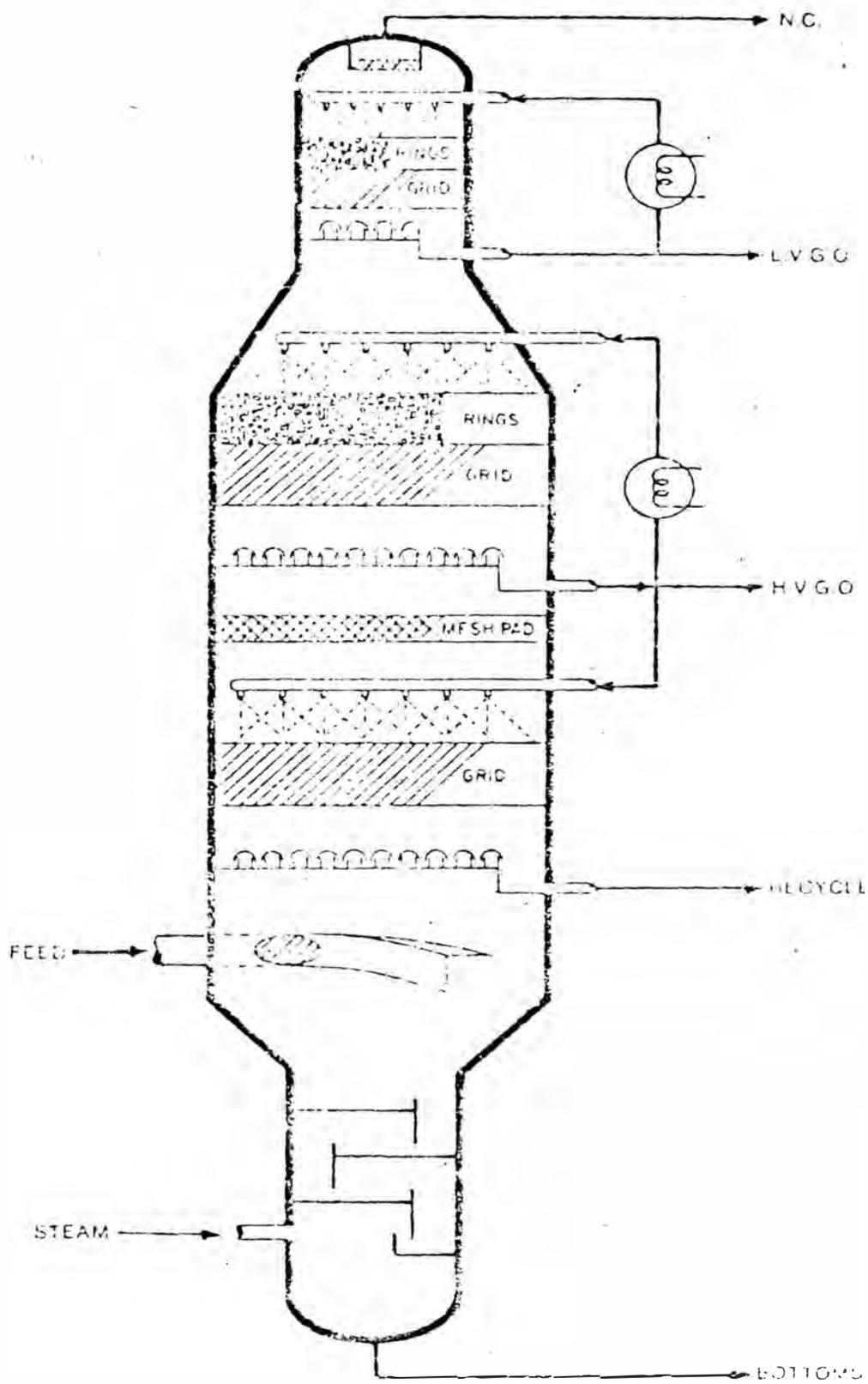


FIGURE 4.1

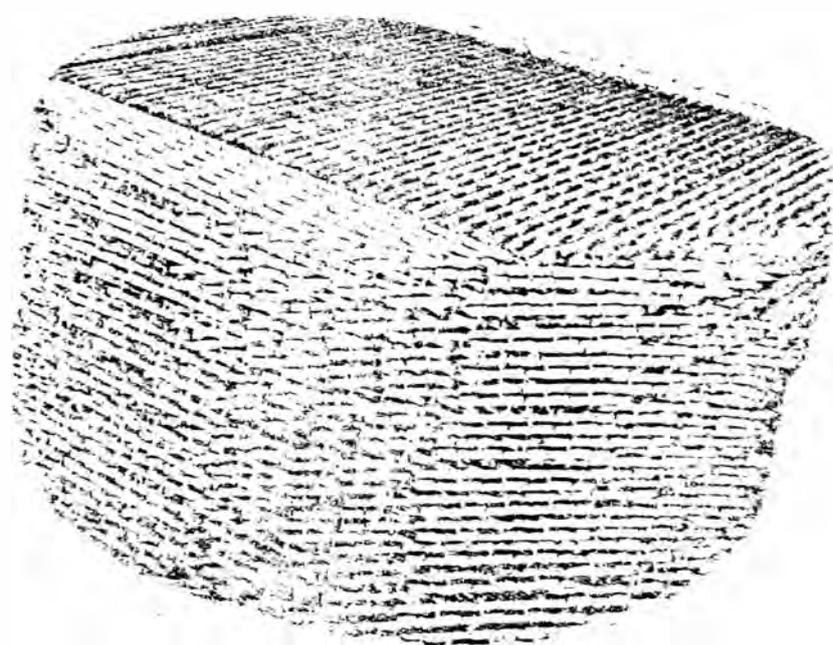


FIGURA 4.2

Cada fila de este empaque es rotada 45° con respecto a la fila inmediatamente adyacente, esta rotación resulta en excelentes características de autoredistribución del líquido. En adición, el efecto zig-zag en las filas incrementa la rigidez del lecho, haciendo menor la necesidad de apuntalamiento del lecho a la columna; no requiere platos de soporte.

El empaque estructurado Glitsch Grid es fabricado de acero al carbono, acero inoxidable, titanio, aluminio y otros materiales soldables. Espesores de 14 a 20 gage son usados, siendo 16 gage el más común para acero inoxidable y 14 gage para acero al carbono. Se ofrece en el mercado dos tipos de este empaque, cuyas densidades en lbs/pie³ son mostradas en el cuadro 4.1:

CUADRO 4.1

<u>GAGE</u>	<u>EF-25A GRID</u>	<u>C GRID</u>
14 (0.074")	18.66	15.79
16 (0.060")	15.13	12.80

Los anillos Glitsch Ballast son anillos ranurados equivalentes a los anillos Pall en dimensiones, área libre, área superficial y performance. Sus espesores de pared permiten lechos de buena

altura y razonable protección contra la corrosión.

Estos anillos están disponibles en acero al carbono, acero al 12% de cromo, acero inoxidable, monel, níquel, aluminio y variadas aleaciones; sus características principales se muestran en el cuadro 4.2.

Para columnas de destilación al vacío de petróleo, el material del lecho GRC debe ser 410SS; en algunas circunstancias acero al carbono puede ser usado en la zona de LVGO y 316SS en la zona de lavado para prevenir corrosión.

4.3) PRINCIPIOS DE OPERACION Y APLICACIONES

En algunos servicios tales como condensación o quenching, no es extraño que el volumen de vapor cambie hasta por un factor de 10 al atravesar una porción de la columna. En estos servicios, el empaque estructurado es combinado con varios tipos y tamaños de empaques random para combinar las mejores cualidades de cada producto en el lecho.

La figura 4.3 muestra las condiciones para la zona de LVGO de una típica torre de destilación al vacío. Se observa que el volumen de vapor en el fondo del lecho excede la capacidad de los

CUADRO 4.2

<u>TAMAÑO</u>	<u>ESPEJOR</u>	<u>PESO</u>	<u>AREA</u>	<u>AREA</u>	<u>FACTOR DE</u>
	<u>DE PARED</u>		<u>SUPERF.</u>	<u>LIBRE</u>	<u>EMPAQUE</u>
(pulg)	(pulg)	(lb/pie ³)	(pie ² /pie ³)	(%)	(F)
1	0.024	31	63	94	48
1 1/2	0.030	25	39	95	28
2	0.036	24	31	96	20
3 1/2	0.048	18	27	97	15
60 mm	23 gage	14	30	97	17

Datos aplicables para acero al carbono.

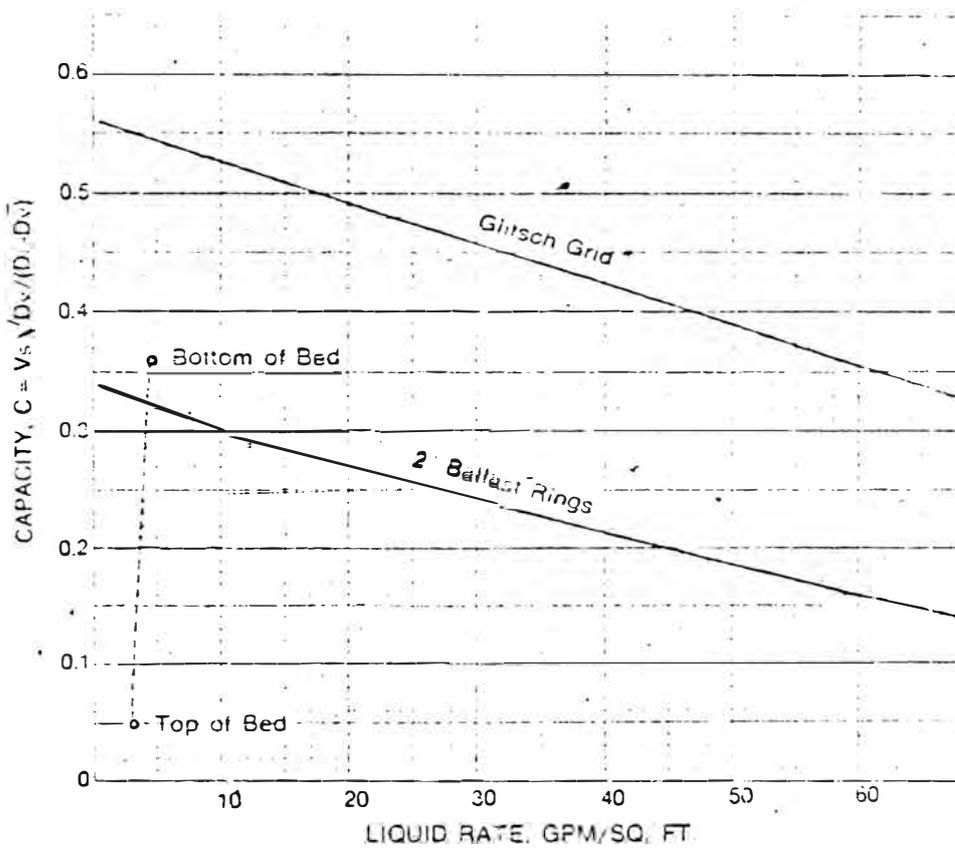


FIGURE 4.3

anillos ranurados de 2", pero no la capacidad del lecho estructurado Grid.

Si los anillos fuesen usados en estas condiciones, el alto volumen de vapor causará que la porción baja del lecho de anillos opere en una condición de Inundación. Cuando el vapor pasa a través del líquido se enfría y una porción es condensada, disminuyendo progresivamente el volumen de vapor hasta un punto en el que es menor que la cantidad requerida para causar Inundación. La desventaja de operar con el fondo del lecho inundado es la alta caída de presión resultante y la posibilidad de causar daños en el lecho debido al peso adicional al que es sometido.

El arreglo recomendado entonces, es usar el empaque Grid en la parte baja de la zona de transferencia, aprovechando su alta eficiencia de transferencia de calor a velocidades de vapor mayores que las permitidas con anillos random o similares. La cantidad de vapor condensado por el Grid, es suficiente para permitir el uso de un lecho de anillos encima de este empaque estructurado.

La combinación de Grid y anillos en un lecho integral, denominado GRC, permite la operación de la zona a velocidades de vapor mayores que las

permitidas con lechos de anillos solamente y una mayor capacidad de transferencia de calor que la que sería obtenida sólo con Grid.

Entonces el lecho GRC resulta en un menor diámetro de la torre y características de baja caída de presión dados por el Grid, conservando la alta capacidad de transferencia de calor de los anillos.

De otro lado, si se trata de servicios "quench", la alta capacidad del Grid localizado en la parte superior de la zona, permite un menor diámetro de torre del que sería posible si sólo se usase anillos. Para esta aplicación, el lecho empacado podría consistir de un plato soporte, un lecho de anillos y un lecho de Grid encima de los anillos. Datos de investigación indican que la eficiencia del Grid en servicios de destilación, es cerca de $2/3$ de la eficiencia de anillos de 2" de diámetro. Como resultado, Grid no es normalmente usado en servicios de destilación, excepto algunos casos particulares.

La aplicación más usual de los empaques es en las torres de destilación al vacío, donde aparte de las ventajas ofrecidas por el lecho combinado GRC ya expuestas, es necesario tener en cuenta las siguientes consideraciones:

A) La primera consideración es la eliminación del arrastre de gasóleo sucio de la zona de slop wax hacia la zona de HVGO, con la finalidad de prolongar la vida del catalizador en la Unidad de Craqueo Catalítico. Los metales, color y contenido de carbón en el gasóleo son una función de la eficiencia de esta zona.

La sección de slop wax remueve el arrastre de crudo reducido de la zona flash, principalmente partículas asfálticas. La eficiencia del Grid está basada en la remoción de partículas mayores que 10 microns.

Las siguientes recomendaciones son válidas:

CUADRO 4.3

<u>ALTURA DE LECHO</u>	<u>EFICIENCIA DE</u>
<u>GLITSCH GRID</u>	<u>REMOCION DE ARRASTRE</u>
2'0"	90.00 %
3'0"	98.00 %
3'6"	99.00 %
4'0"	99.50 %
5'0"	99.90 %
6'0"	99.99 %

La velocidad mínima recomendada de gasóleo de lavado es de 0.5 gpm/pie²; la mínima velocidad

requerida para un adecuado humedecimiento del Grid es de 0.25 gpm/pie².

El arrastre en el Grid con bajo flujo de liquido, se da a $C_s = 0.45$ comparado con $C_s = 0.35$ para anillos Pall de 3.5" y $C_s = 0.30$ para anillos de 2". Esto quiere decir, que para la zona de slop wax el Grid tiene una capacidad 29% mayor que anillos de 3.5" y 50% mayor que anillos de 2".

Notar que la velocidad controlante de arrastre, es mucho más baja que en el punto de Inundación; recomendándose dimensionar las columnas para valores menores de 80% de Inundación.

B) La segunda consideración importante, es la máxima recuperación de gasóleo a máxima carga. La presión en la zona flash debe ser fijada tan baja como sea posible, a efecto de lograr la separación deseada manteniendo razonables temperaturas a la salida del horno.

Las características del empaque Grid que contribuyen a este fin son:

- La porción de área superficial que causa cualquier restricción al flujo, es perpendicular a las trayectorias del liquido y vapor.

- La gran área libre para el flujo.

-La estructura rígida, a diferencia de los empaques al azar, que en la zona baja tienden a obstruir los espacios libres del plato soporte reduciendo el área de flujo.

C)Otra importante consideración, es tener un empaque que no se ensucie fácilmente con carbón. Esto es necesario para un máximo tiempo de operación continua. En el Glitsch Grid, el bajo tiempo de retención de líquido y la baja caída de presión, previenen el sobrecalentamiento de las gotitas de líquido estancadas, las que podrían iniciar la formación de carbón.

5) FACTORES DE DISEÑO

5.1) CAPACIDAD Y EFICIENCIA DE UN LECHO EMPACADO

La Inundación es una expresión de la capacidad de una columna, se evidencia por el aumento del tiempo de retención del líquido y el consecuente aumento en la caída de presión, tal como se ha explicado ampliamente en la sección 2.3.

Una columna inundada es bastante inestable y opera con eficiencia reducida. Generalmente los problemas de Inundación empiezan cuando el caudal de líquido y/o de vapor exceden los límites de Inundación definidos por el diámetro de la columna y el tipo de empaque utilizado.

La figura 5.1 es un gráfico de la eficiencia de separación HETP de una torre con empaques random como una función del factor C_s de capacidad para una destilación atmosférica.

En este gráfico, el rate de líquido a razón de reflujo constante, se incrementa en proporción directa al rate de vapor. La región entre el punto B al punto C exhibe una eficiencia de separación constante típica para el empaque. Al incrementarse C_s , el rate de vapor se hace suficientemente grande para empezar a interactuar con la fase líquida.

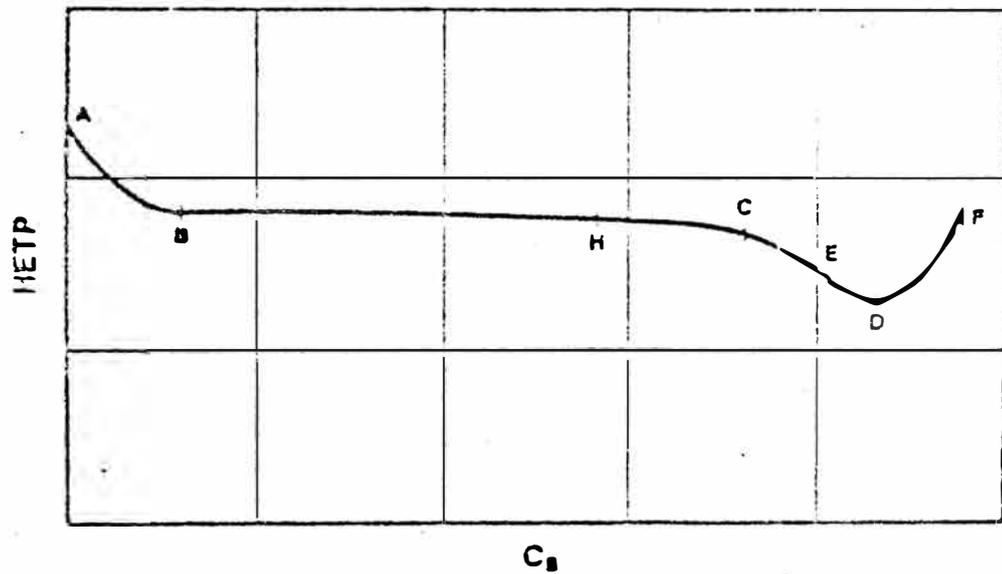


РИСУНОК E.1

El punto C de la curva ha sido llamado punto de Carga del empaque, a rates mayores de este punto, la eficiencia de separación se incrementa (la HETP disminuye). Con adicionales incrementos del rate de vapor, el arrastre de liquido es iniciado; ya que este reciclo de liquido reduce el gradiente de concentración, la HETP efectiva se incrementa. Esto resulta en una máxima eficiencia o minimo HETP al rate representado por el punto D.

La columna realmente puede ser operada a un rate de vapor tan alto como el representado por el punto F sin exceder el valor del HETP tipico para el empaque. Por esto, el C_s en el punto F ha sido designado como el de máxima capacidad operativa del empaque. Este rate permite una operación perfectamente estable, ya que ha sido determinado para una eficiente separación. La máxima capacidad hidráulica del empaque es cerca del 20% mayor que el rate al punto F para destilaciones atmosféricas.

La caída de presión usualmente no es critica en destilaciones atmosféricas, esto permite que el C_s de diseño sea seleccionado encima del punto de carga (punto C en la figura 5.1) y debajo del punto de máxima eficiencia (punto D). Tipicamente el flujo en el punto C es 70 a 75% de la

capacidad máxima operativa (punto F). El C_s de diseño (punto E) debería ser elegido para permitir al menos un 15% de incremento en flujo antes de alcanzar la máxima capacidad operativa del empaque. El C_s de diseño no debería ser menor que el 80% del máximo C_s operativo. No obstante la eficiencia de separación entre el punto C y el F es mayor que aquella típica del empaque; esta ventaja no debe ser usada con propósitos de diseño.

Cuando la presión de destilación disminuye, para el mismo valor de C_s , el flujo másico de vapor es menor que a presión atmosférica.

En destilaciones al vacío, el arrastre de líquido en la fase vapor limita la máxima capacidad de operación, ya que se reduce la eficiencia de separación. Mientras el líquido arrastrado desde el tope del lecho empacado hacia el condensador, sea de la misma composición del reflujo de líquido, la separación no es afectada. El máximo C_s operativo es el mayor flujo de vapor logrado antes de perder la normal eficiencia de separación del empaque.

5.2) MINIMO RATE OPERATIVO

Similarmente, el rate representado por el punto B en la figura 5.1 es el mínimo flujo al cual el

valor típico del HETP puede alcanzarse. Usualmente este rate representa una limitación desde el punto de vista de distribución de líquido, ya que constituye un rate de humedecimiento mínimo de la torre empacada. En destilaciones atmosféricas, los rates de líquido normalmente no son menores que 1.5 gpm/pie^2 .

En la figura 5.2 se ilustra el efecto de la distribución de líquido en la eficiencia de separación. La curva III muestra la operación de un pobremente diseñado distribuidor de líquido, donde las características de distribución interna natural del empaque y el flujo de vapor son los responsables mayoritarios de la distribución de líquido. Esta pobre distribución de líquido recorta severamente la flexibilidad de operación del empaque, ya que la separación obtenida varía con el rate de vapor. Las curvas I y II muestran significativas mejoras en la performance de la columna, manteniéndose eficiencia constante sobre un amplio rango de rates de vapor.

La curva II representa la performance de distribuidores de líquido comercialmente disponibles en los años 1970, mientras que la curva I ilustra la operación de distribuidores de líquido de alta performance. La curva I muestra un bajo valor de HETP en un mayor rango de flujo,

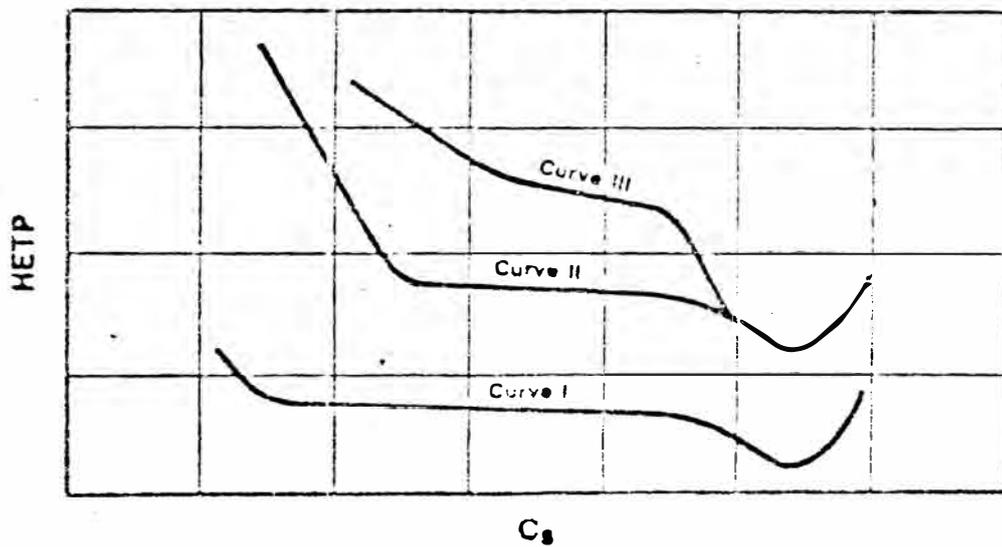


FIGURE E.2

ya que se mantiene una uniforme distribución de líquido a menores rates.

La mala distribución de vapor podría también causar una similar pérdida de eficiencia; sin embargo, hay una mejor mezcla radial de la fase vapor en el lecho empacado por mantenerse generalmente en régimen de flujo turbulento. La distribución de vapor normalmente no es un problema mientras que DP a través del lecho empacado sea al menos 0.1 pulg H₂O/pie de lecho empacado y la boquilla de entrada de vapor esté operando a F_s no mayores de $22 \text{ lb}^{0.5}/\text{pie}^{0.5} \text{ seg}$.

5.3) DIMENSIONAMIENTO DE UNA COLUMNA

Para calcular el diámetro de una columna se admite una velocidad de vapor del orden de 50-70% de la velocidad de Inundación en el caso de utilizar empaques random y hasta un 80% para el caso de empaques estructurados; esto constituye un factor de seguridad contra la inexactitud en los cálculos o en las ecuaciones de diseño, dando además un cierto margen para operar con cargas ligeramente mayores a las de diseño. Sin embargo, debe cuidarse de no exceder los límites de Inundación porque aparte de causar un aumento en la caída de presión y una disminución de

eficiencia, podría ocasionarse daños en las partes internas de la columna.

El siguiente procedimiento es usado para dimensionar una torre empacada usando el Factor Gráfico de Capacidad Glitsch. Ver figura 5.3.(4)

Bases de Diseño:

- Flujo de vapor, ACFS(pie^3/seg a las condiciones de operación).
- Flujo de líquido, GPM.
- Densidad del vapor, d_v (lbs/pie^3).
- Densidad del líquido, d_l (lbs/pie^3).

Elegir:

- Diámetro de la torre.
- Tamaño de anillos.

Calcular:

- Área de la sección transversal de la torre, A.
- Flujo de líquido por unidad de área, GPM/A (coordenada X).
- Carga de vapor, $\text{VLOAD} = \text{ACFS}(d_v/(d_l - d_v))^{1/2}$.
- Factor C_s a condiciones de diseño = VLOAD/A (coordenada Y).

Obtener C_f a condiciones de Inundación:

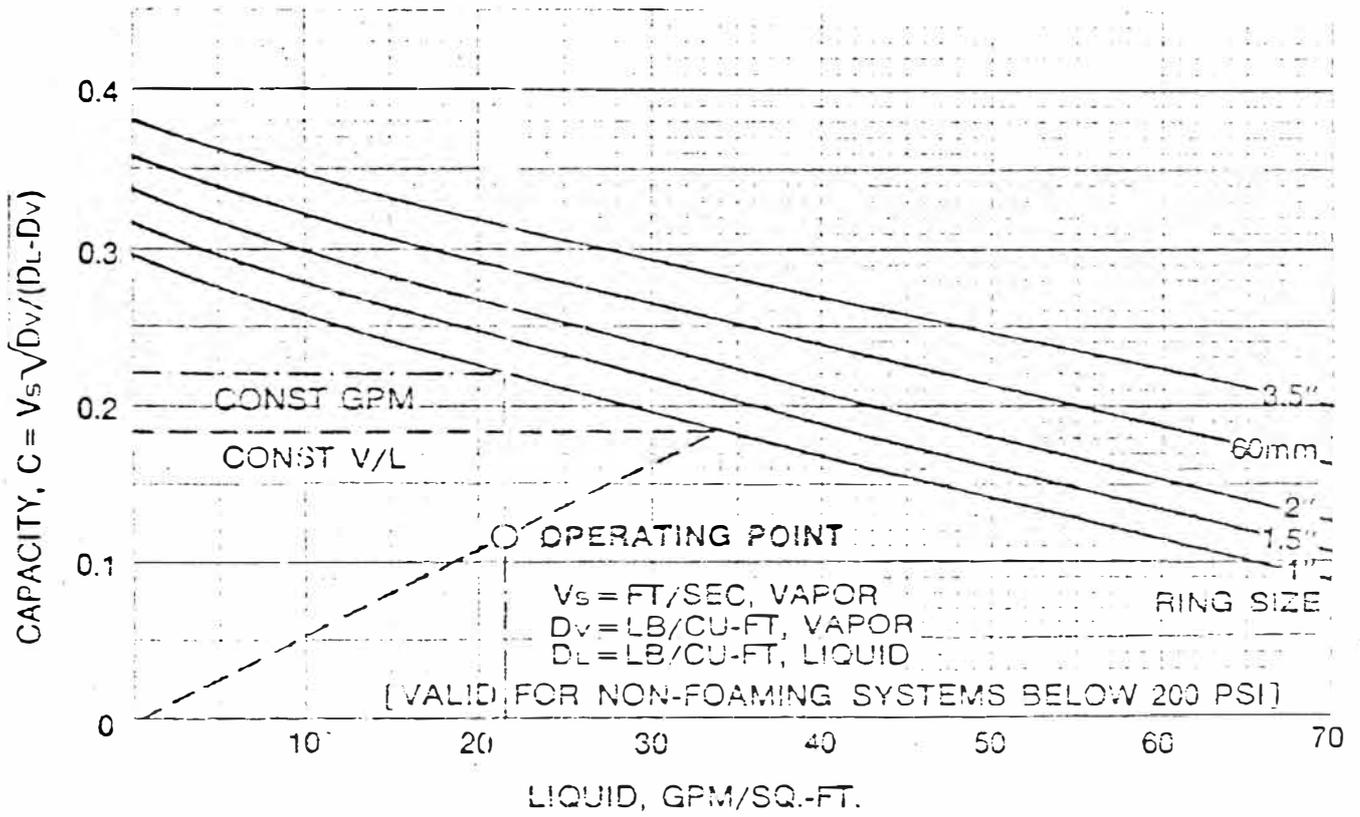
- Establecer el punto de operación (coordenadas X, Y).
- Trazar una línea desde el origen a través del punto de operación hasta la línea de Inundación correspondiente al empaque elegido.

-Leer el Factor de Capacidad C_f a V/L constante.
Calcular el % de Inundación = $(C_s/C_f) \times (100/\text{factor})$, donde el factor es considerado generalmente 1.0 para sistemas sin espuma.

Algunos servicios, tales como sistemas de remoción de CO_2 , operan con altas cargas de líquido que son esencialmente constantes. Aquí puede ser apropiado el uso de porcentajes de Inundación a GPM constantes.

Glitsch recomienda dimensionar las columnas de destilación al vacío con factores C_s de 0.32 a 0.36, sin exceder el 80% de Inundación a máxima carga.

Puede ser deseable cambiar el diámetro de la columna si la carga hidráulica varía grandemente desde el tope al fondo de la columna o de un lecho empacado a otro. El costo del cambio del diámetro de la columna puede ser excesivo para pequeños diámetros de columna o donde el cambio de diámetro es menor de 12 pulg. Otra opción, es cambiar el tamaño del empaque manteniendo constante el diámetro de la columna para acomodar las variaciones de la carga hidráulica. Sin embargo, puede haber problemas de estabilidad mecánica si el fondo de la columna es de menor diámetro que el tope.



11-112-1-1

5.4) CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

El cálculo de la caída de presión es de considerable importancia en absorbedores atmosféricos, servicios de transferencia de calor y destilaciones al vacío.

Generalmente los gráficos de caída de presión disponibles para muchos tipos comerciales y tamaños de empaques random, han sido hechos para sistemas aire/agua. Mientras que el flujo de aire puede ser corregido por cambios en la densidad del gas, no existen métodos adecuados para manejar el efecto de las propiedades del líquido. Es de mucha utilidad para un diseñador contar con una correlación generalizada para predecir la caída de presión en un lecho empacado. El desarrollo de una correlación simple para representar las diferentes aplicaciones de empaques (absorción, destilación, etc.) en un amplio rango de presiones de operación, es un objetivo ambicioso.

A través de los años, la correlación de Sherwood(1938) propuesta para empaques random en torres operando en flujo a contracorriente, ha sido modificada para proveer una correlación generalizada de caída de presión. Leva(1954) fue quien primero modificó esta correlación para incluir parámetros de caída de presión constante.

La abscisa de esta correlación es conocida como parámetro de flujo:

$$X = (L / G) \times (dv / di)^{0.5}$$

Este parámetro de flujo es la raíz cuadrada de la razón energía cinética de líquido a energía cinética de gas. El valor normal para destilaciones atmosféricas está entre 0.04 a 0.17; valores menores que 0.04 indican destilaciones al vacío y en operaciones de alto vacío puede llegar a ser menor que 0.01.

La ordenada de esta correlación incluye el flujo de gas, las densidades de gas y líquido y un factor de empaque F característico del empaque utilizado.

La figura 5.4(14) representa un estudio hecho por la compañía Norton con 4500 mediciones de caída de presión. Este mostró que el 55% de tipos y tamaños de empaque producen un factor de empaque constante a todas las caídas de presión. Empaques más pequeños de 1" frecuentemente muestran un pequeño incremento en el factor de empaque cuando la DP disminuye. Unos pocos empaques de gran tamaño y gran espacio vacío, muestran un pequeño decremento en el factor de empaque cuando la DP se reduce.

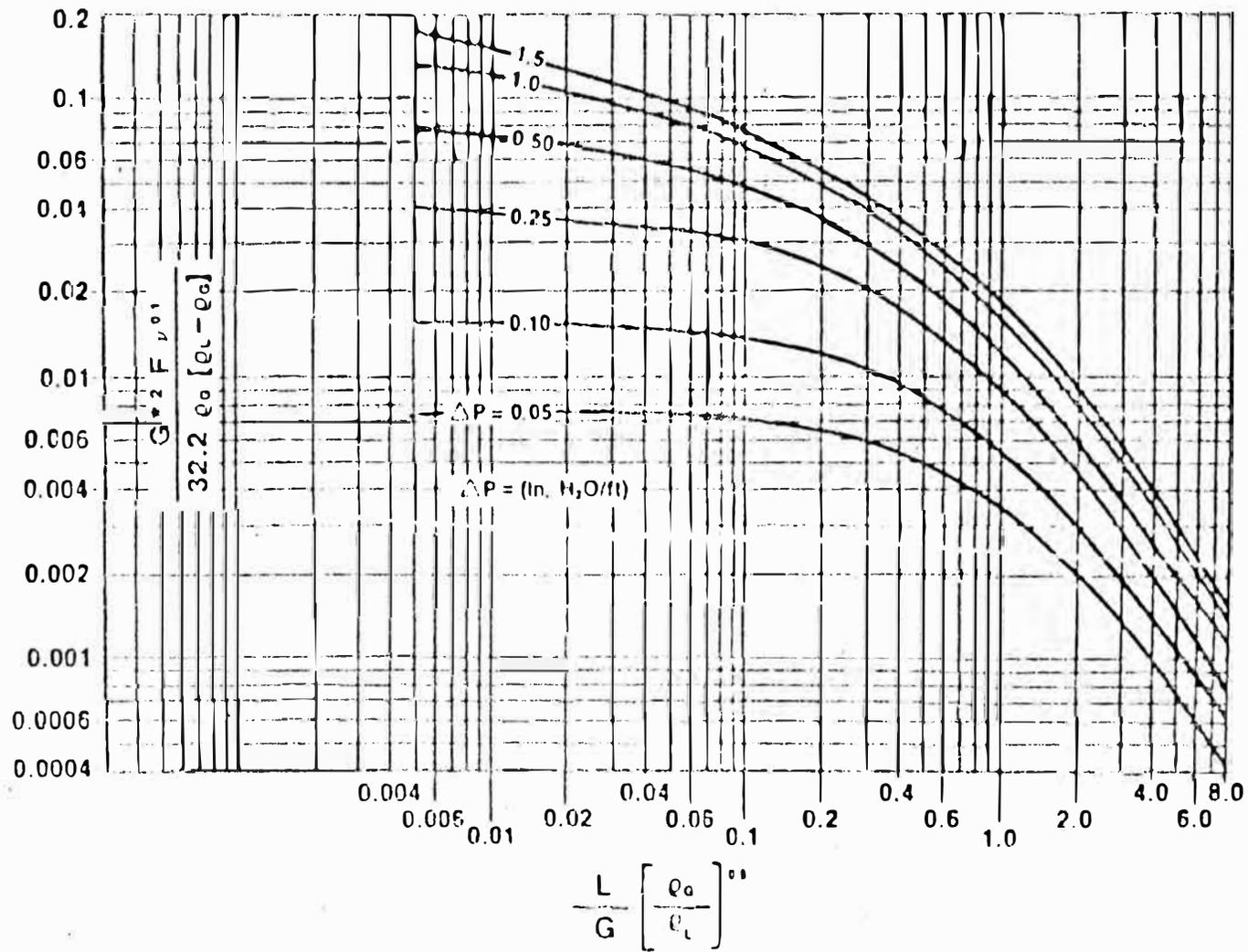


FIGURE 5.4

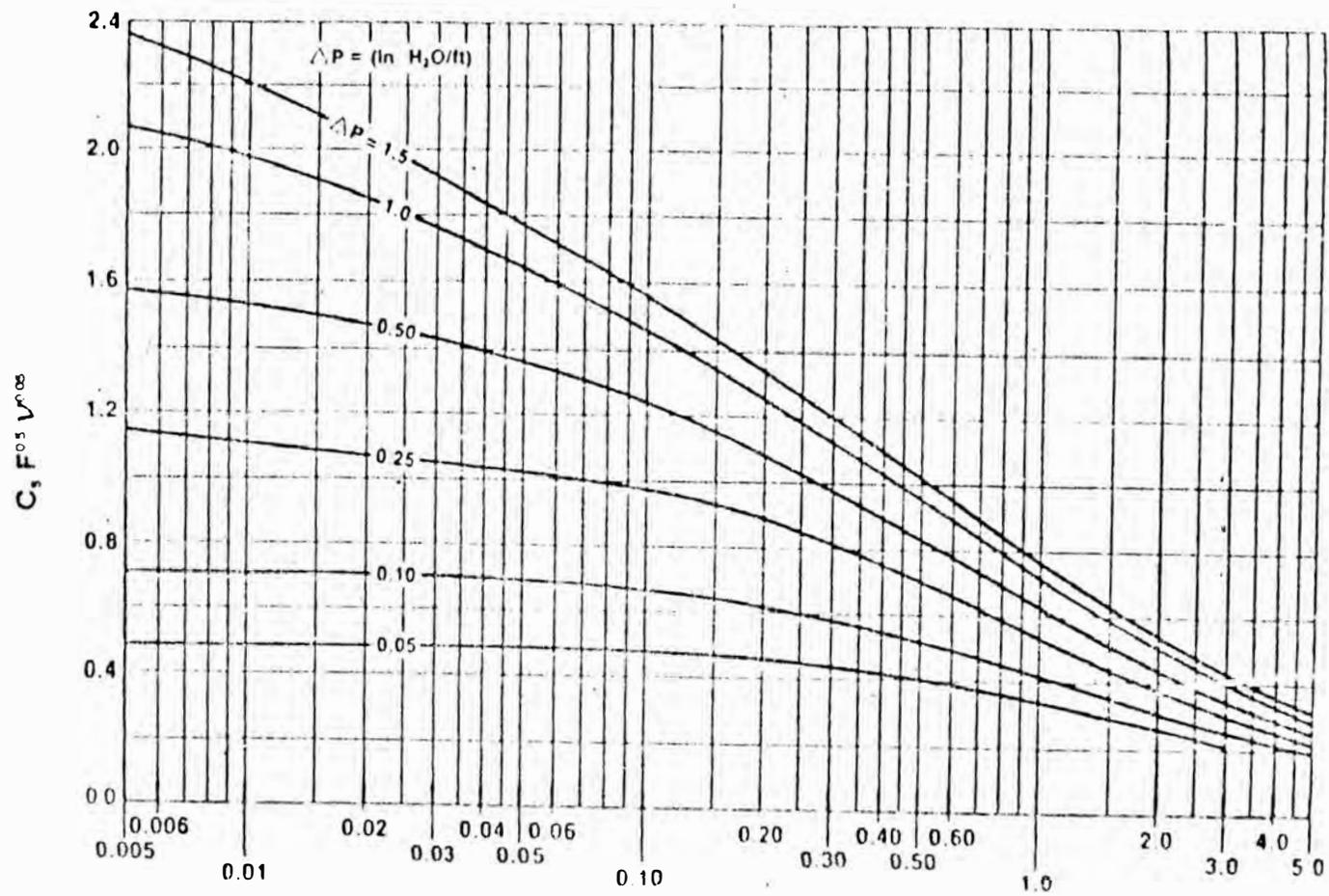
Esta correlación predice la DP con un error de 17% en el rango completo de parámetros de flujo y hasta un 11% en el rango de abscisas entre 0.01 a 1.0 y para DP entre 0.25 y 1.0 pulg.H₂O/pie. Si se necesita mayor exactitud, se requiere una correlación particular para cada forma y tipo de empaque.

Para valores de abscisas menores que 0.02 que indican operaciones bajo vacío, puede desarrollarse especiales ecuaciones de DP. En estas operaciones el rate de líquido usualmente es bajo y el tiempo de retención pequeño.

Valores de abscisas mayores que 1.0 son producidos por operaciones con alta razón L/G o alto dv/di , por ejemplo en despojamiento de hidrocarburos ligeros bajo altas presiones.

A altos rates de líquido, las DP pueden ser mayores que la predichas por la correlación generalizada, especialmente cuando son usados empaques pequeños.

La figura 5.5(14) presenta una correlación rearmada que utiliza una escala lineal para las ordenadas que facilita la interpolación entre parámetros de DP donde la ordenada se expresa en términos del Factor de Capacidad C_s e incluye el factor gravitacional.



$$\frac{L}{G} \left[\frac{\rho_a}{\rho_l} \right]^{0.5}$$

FIGURE 5.5

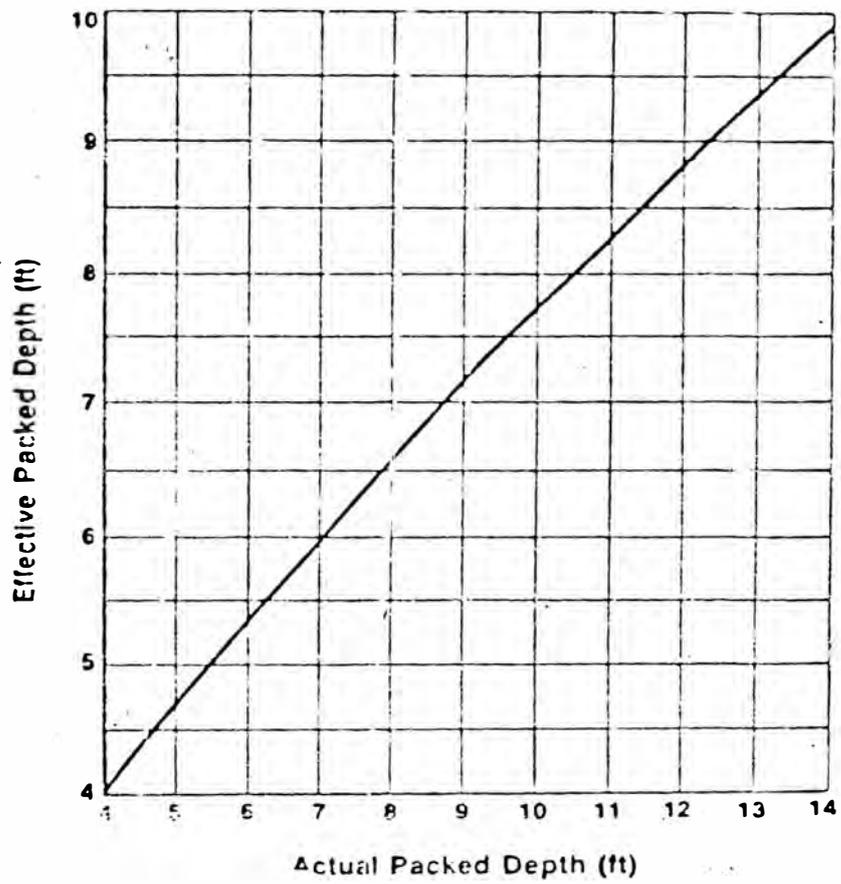


FIGURE 5.6

La correlación generalizada de las figuras 5.4 y 5.5 siempre provee una caída de presión conservadora para columnas trabajando a presión menor que 0.1 atm absoluta, no necesitando aplicar factores de seguridad para el diseño.

Un ejemplo de ecuación particularmente desarrollada es la mostrada a continuación, usada por la compañía Glitsch para su lecho GRC, dando la DP en pulg. de líquido por pie de empaque.

$$DP = 0.252 (GPM/A)^{0.872} \times (C_s^2)^{1.085} + DP_{ry}$$

donde:

$$DP_{ry} = 1.077 C_s^2$$

Usualmente, la presión en el tope de la columna es fijada por la selección del equipo productor de vacío. Una DP entre el tope y el fondo de la columna se asume para propósitos de diseño y se supone constante para cada etapa teórica.

En servicios de condensación, es adecuado el uso del cálculo promedio de la caída de presión entre el tope y el fondo del lecho empacado.

La DP global es el producto de la altura del lecho y la DP promedio a través del lecho empacado, representada por:

$$DP = (0.5 DP_T^{0.5} + 0.5 DP_B^{0.5})^2$$

El promedio aritmético también puede ser usado para calcular la DP global. Este método exagera ligeramente la DP cuando DP_T es 2.5 veces menor que DP_B .

Fijando el cambio en la densidad de vapor con la presión absoluta, la DP podría ser calculada separadamente para cada lecho empacado. La caída de presión total es la suma de las DP para cada lecho empacado, más la debida a los dispositivos internos de la columna.

La DP global determinada de esta manera debe ser comparada con la DP originalmente asumida. Este procedimiento puede ser repetido variando el diámetro de la columna o el tamaño del empaque hasta que se acerquen los valores asumido y calculado.

Para reducir el número de iteraciones, se sugiere que el valor de C_s sea calculado para la DP requerida por etapa teórica a la presión promedio de la columna. La estimación del diámetro de columna necesario para este valor de C_s , usualmente es cercano al generado por la solución final.

En aquellos casos donde la DP global excede la presión absoluta del tope de la columna, debe tenerse en cuenta que la DP por etapa teórica no será constante cuando la densidad de vapor sea

bastante diferente entre el tope y el fondo de la columna. En tales casos, puede ser necesario cambiar el diámetro de la columna para minimizar la variación en la DP.

El tope de la columna, el cual tiene la mayor velocidad de vapor debido a su menor densidad, puede ser de diámetro mayor que el fondo de la columna. Sin embargo, no es necesario cambiar el diámetro de la columna para cada lecho empacado. Un diseño óptimo de la columna puede consistir en el uso de empaques más pequeños en el lecho inferior que el usado en el lecho superior de la misma sección. El empaque más pequeño es más eficiente y requiere una menor altura para producir el número de etapas teóricas especificadas.

5.5) TRANSEERENCIA DE CALOR

Cuando la corriente de gas es enfriada, tiene lugar una de las siguientes operaciones:

- Enfriamiento de gas con vaporización de líquido.
- Enfriamiento de gas con condensación total.
- Enfriamiento de gas con condensación parcial.

Un ejemplo del primer tipo, es la operación de una torre quench de gas caliente usando agua como líquido de enfriamiento. En esta aplicación, el calor sensible es transferido de la corriente de

gas caliente al agua fría. Como la temperatura del líquido se incrementa, el agua se vaporiza y la humedad de la corriente de gas aumenta. Entonces, la transferencia de masa es en la dirección opuesta a la transferencia de calor.

En la operación de segundo tipo, la fase gas es un vapor totalmente condensable. Usualmente el líquido enfriante es de la misma composición que el condensado.

El tercer tipo involucra la condensación de una parte de la corriente de vapor por progresivo enfriamiento con condensado. Un ejemplo de este caso ocurre en torres de destilación al vacío de petróleo.

En este servicio, calor es recuperado de cada corriente de líquido circulante para precalentar el crudo hacia la columna atmosférica; la temperatura del líquido retornando a la torre al vacío es fijada. Como resultado, la cantidad de calor removido en un lecho de recirculación es una función de la velocidad de circulación de líquido y la temperatura de salida del plato. Esta temperatura es determinada por el coeficiente de transferencia de calor desarrollado por el tipo de empaque usado y la altura de empaque instalada.

La carga calòrica es la diferencia en el calor total contenido en la entrada y salida de las corrientes de vapor en cada secci3n de la columna. La corriente de vapor saliente tiene mucho menos masa que la corriente entrante debido a un gran porcentaje de condensaci3n de vapor en la secci3n. La carga de calor en el lecho empacado es mayor que el calor removido por enfriadores externos del liquido circulante. La diferencia media de temperatura es determinada por:

$$DT_{LM} = \frac{(T_i - t_o) - (T_o - t_i)}{\ln((T_i - t_o)/(T_o - t_i))}$$

donde T_i = temperatura de gas entrada

T_o = temperatura de gas salida

t_i = temperatura de liquido entrada

t_o = temperatura de liquido salida

El m3todo tradicional para el c3lculo de la altura de lecho es por el uso de la ecuaci3n:

$$A Z = Q / U_v DT_{LM}$$

siendo A = Area transversal de columna (pie²)

Z = Altura de empaque (pie)

Q = Calor transferido (Btu/hr)

U_v = Coeficiente volum3trico de

transferencia de calor (Btu/ hr pie³
°F)

DTLM = Diferencia media de temperatura (°F)

Esta ecuación es una representación simplificada de un grupo complejo de procesos de transferencia de calor y masa. Una considerable cantidad de experiencia industrial ha permitido el desarrollo de ecuaciones empíricas satisfactorias para el cálculo de coeficientes globales de transferencia de calor.

Las ecuaciones específicas usadas por la compañía Glitsch son:

$$U_v = 421 C_s^{0.8} (\text{GPM/A})^{0.58} \quad (\text{Condensación})$$

$$U_v = 287 C_s^{1.6} (\text{GPM/A})^{0.96} \quad (\text{Circulación})$$

siendo C_s calculado a máxima carga.

Se recomienda tener en cuenta los siguientes criterios:

a) Cuando el factor de capacidad C_s está entre 0.2 y 0.4 en cualquier punto dentro de la sección empacada, el máximo valor recomendado para U_v es 400 Btu/ hr-°F-pie³ usando empaque estructurado.

b) Cuando una considerable parte del lecho tiene un factor de capacidad C_s menor que 0.2, la eficiencia de transferencia de calor disminuye

y se recomienda usar los siguientes valores de U_v :

-) 250 Btu/hr-°F-pie³ si la sección empacada consiste sólo de empaque estructurado.
-) 400 Btu/hr-°F-pie³ si la sección empacada usa anillos random en la porción donde C_s es menor que 0.2 y empaque estructurado donde C_s es mayor que 0.2.

Normalmente, la diferencia de temperaturas típica para el líquido y el vapor es 50°F; para obtener diferencia de temperaturas de 20°F entre las corrientes de líquido y vapor, se requieren lechos de altura no recomendable.

La figura 5.6(14) muestra la altura efectiva de empaque comparada con la altura real del empaque, para secciones con reflujo circulante. Sólo un factor de seguridad de diseño de 6 a 9" es aplicado al cálculo de la altura del lecho después del ajuste de altura real a altura efectiva.

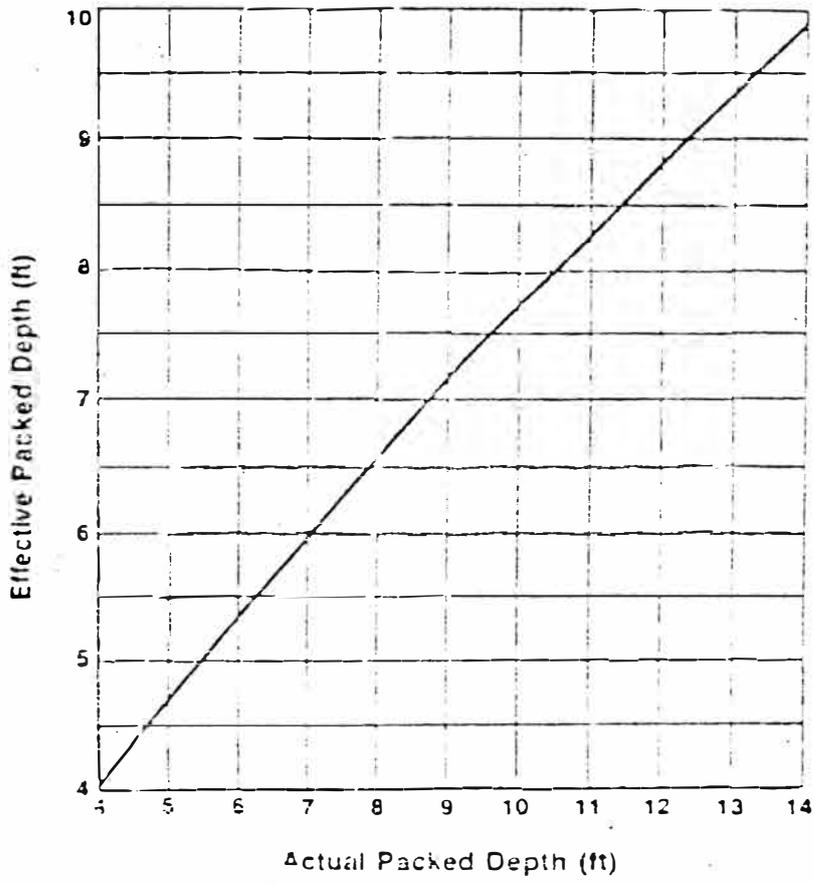


FIGURE 5.6

6) DISEÑO DE LA COLUMNA DE UDV DE REFINERÍA LA PAMPILLA

6.1) CONSIDERACIONES

Se tomará como base para el diseño de la columna empacada, una carga proyectada de 15000 BPD para la UDV; esto permitirá establecer una comparación operativa con una corrida de prueba a 15000 BPD con la actual columna de platos.

Se fijará la presión en el tope de la columna en -28.5 pulg Hg (36 mm Hg abs), siendo este valor el normalmente obtenido con el sistema de eyectores disponible.

La presión en la zona flash con una carga de 12500 BPD ha sido medida en -28.0 pulg Hg (49 mm Hg abs) y en la corrida de prueba a 15000 BPD se midió en -27.5 pulg Hg (61 mm Hg abs).

Se estima que con el diseño de columna empacada, la presión en la zona flash con una carga de 15000 BPD sería de -28.4 pulg Hg (40 mmHg abs); estando este valor sujeto a comprobación luego del cálculo a realizarse.

Se mantendrá con propósitos de diseño los rendimientos y características de los productos obtenidos con 12500 BPD. Se evidencia en la corrida de prueba una disminución en el

porcentaje de destilados, debida a la mayor presión existente en la zona flash.

Una comparación de rendimientos y condiciones en la zona flash se muestra en el cuadro 6.1.

	<u>CUADRO 6.1</u>		
	<u>Normal</u>	<u>Corrida Prueba</u>	<u>Proyecto</u>
Carga(BPD)	12500	15000	15000
Rendimientos			
LVGO(%v)	12.7	12.8	13.0
HVGO(%v)	36.8	34.1	37.0
Total	49.5	46.9	50.0
Pres. Z. F(mmHg)	49	61	40
Temp. Z. F.(°F)	653	660	650

Para determinar la temperatura en la zona flash para el nuevo diseño, se hace uso de la curva flash del crudo reducido mostrada en la figura 6.1. De ella se deduce que en la corrida de prueba a 15000 BPD, se habria necesitado trabajar con 675°F en la zona flash para lograr un rendimiento de destilados similar a la operación normal con 12500 BPD.

Como la calidad del HVGO como carga a la Unidad de FCC, por su bajo contenido de metales, no representa limitación alguna; no se considera la extracción del slop wax y se le dará el tratamiento de un overflash en la columna.

Con una calda de presión como la esperada para la columna empacada, puede operarse a 15000 BPD

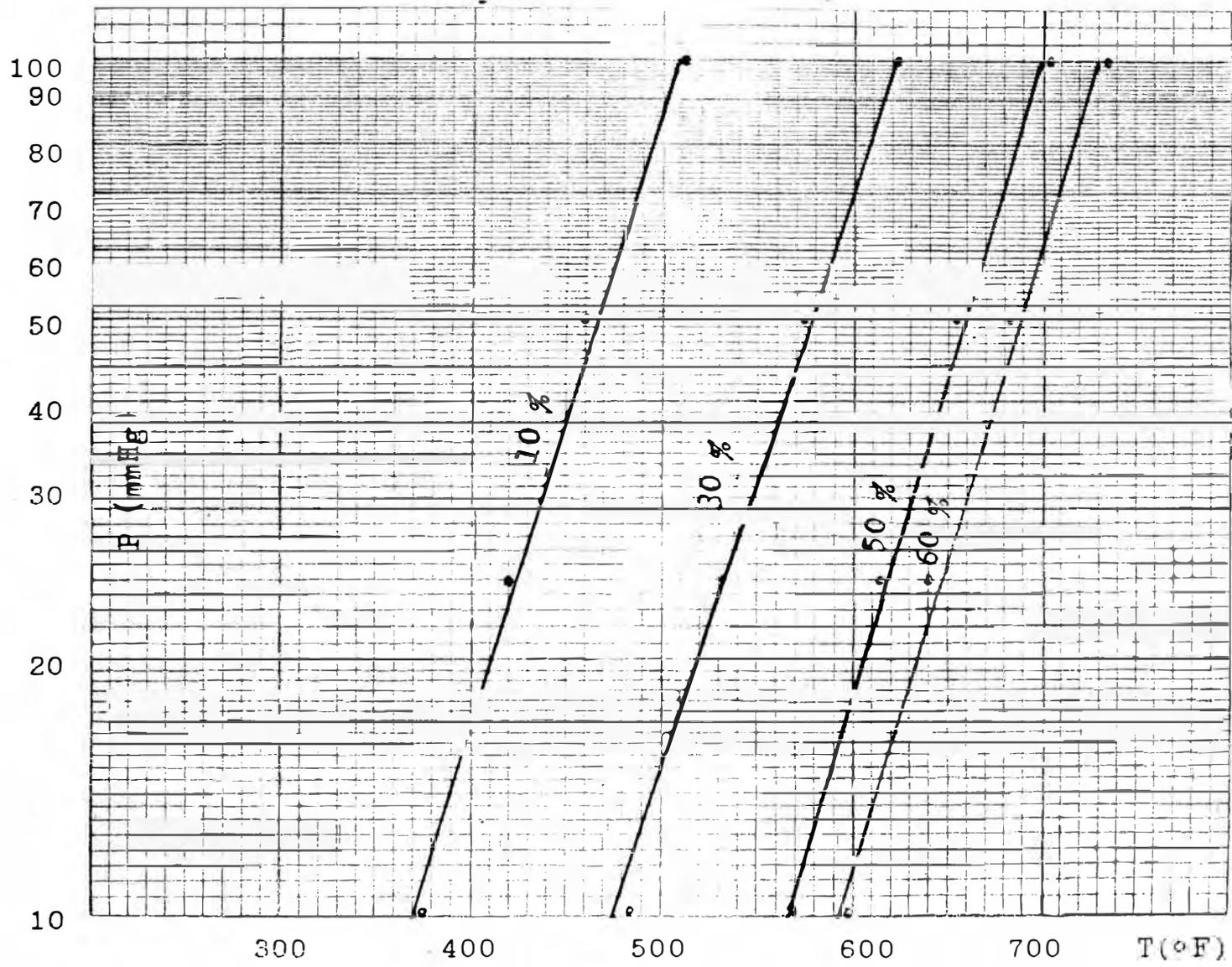


FIGURA 6.1

CURVA FLASH DEL CRUDO REDUCIDO

	<u>10mmHg</u>	<u>25mmHg</u>	<u>50mmHg</u>	<u>100mmHg</u>
10%	373°F	420	460	510
30%	486	533	573	623
50%	568	615	655	705
60%	594	641	681	731

con un rendimiento de 50% de destilados y con un overflash de 2-3% a 650°F en la zona flash.

El flujo de gas se ha determinado con ayuda de la figura 6.2(11), basada en consideraciones de tipo experimental que incluyen: aire, gases producidos por craqueo tèrmico, gases no condensables disueltos en el crudo reducido y agua en la carga.

Para 15000 BPD de carga con Kuop: 11.6 alimentados directamente de la columna atmosfèrica y 650°F en la zona flash se tiene:

-Aire: 50 lbs/hr.

-Gases craqueados: nulo.

Un estimado de los gases no condensados en la zona de LVGO de 0.5% en peso de la carga a la columna, nos servirà para completar el cuadro de balance de materia que se muestra en el cuadro 6.2.

CUADRO 6.2

	<u>BPD</u>	<u>API</u>	<u>Kuop</u>	<u>MW</u>	<u>lbs/hr</u>	<u>%w</u>
Cru. Red.	15000	15.6	11.60	450	210830	100.0
Gases				50	1050	0.5
LVGO	1950	33.4	11.55	200	24450	11.6
HVGO	5550	24.6	11.74	340	73510	34.9
Residuo	7446	7.5	11.50	620	111820	53.0

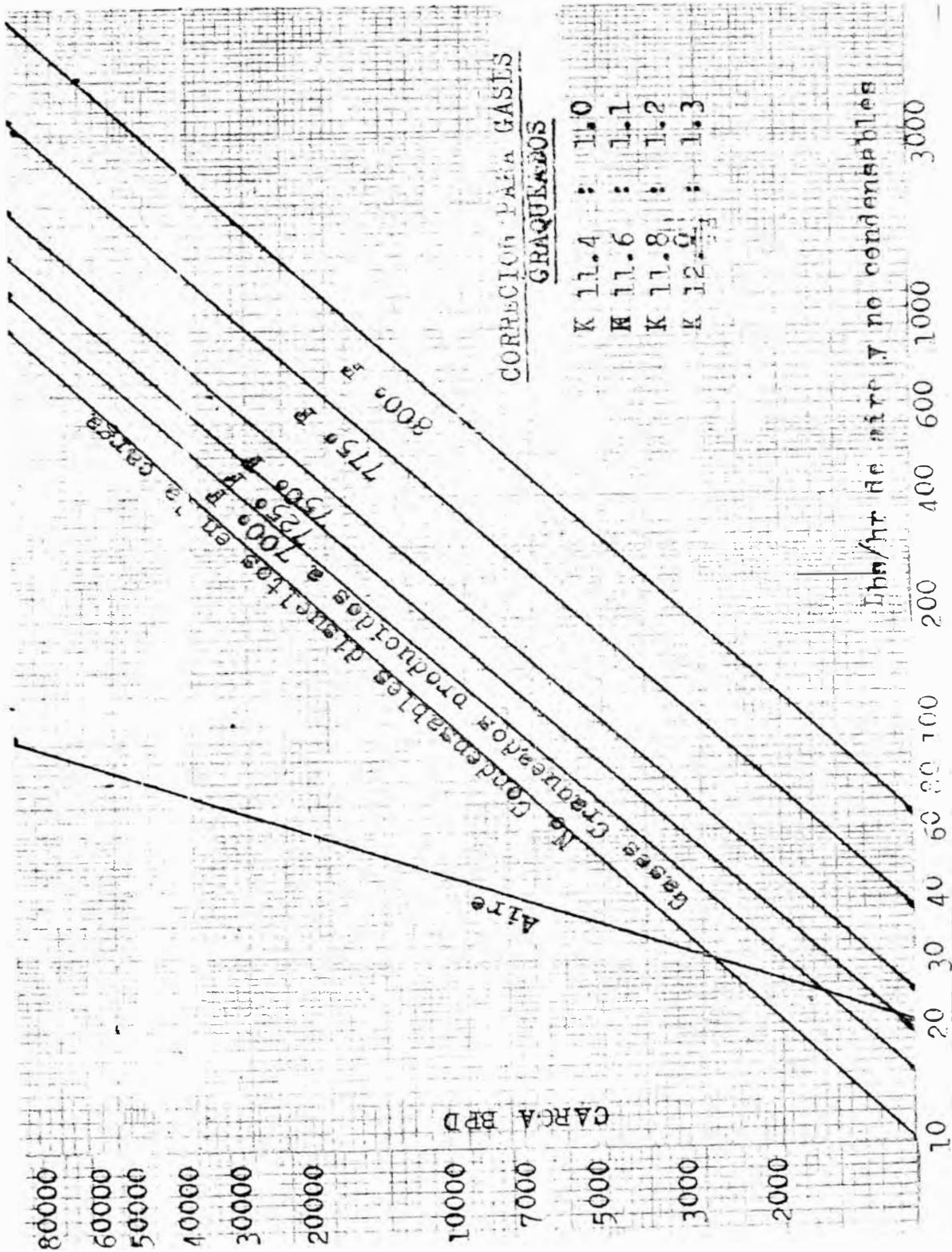


FIGURA 6.2

Las temperaturas usadas en el diseño de la columna serán fijadas en base a los datos referenciales mostrados en el cuadro 6.3, donde se muestra también de manera comparativa el valor de los reflujos incluyendo los calculados para el nuevo diseño.

En la figura 6.3 se muestra la nomenclatura utilizada en los cálculos de las secciones siguientes.

CUADRO 6.3

	<u>Diseño</u>	<u>Normal</u>	<u>Corrida</u>	<u>Proyecto</u>
<u>Carga</u>				
BPD:	9360	12500	15000	15000
<u>Temperaturas(°F)</u>				
Zona flash	700	653	660	650
Fondos	598	627	635	625
Plato HVGO	480	488	485	475
Ref. HVGO	150	253	142	200
Plato LVGO	200	234	196	190
Ref. LVGO	100	155	128	120
Tope	105	132	116	130
<u>Reflujo(BPD a 60°F)</u>				
Ref. LVGO	9512	14850	15048	8870
Ref. HVGO	9250	5600	5200	9420
Ref. malla	560	620	640	987*
Ref. S.Wax	970	---	---	---
Quench	690	---	860	---

* En este caso es reflujo de HVGO al empaque inferior.

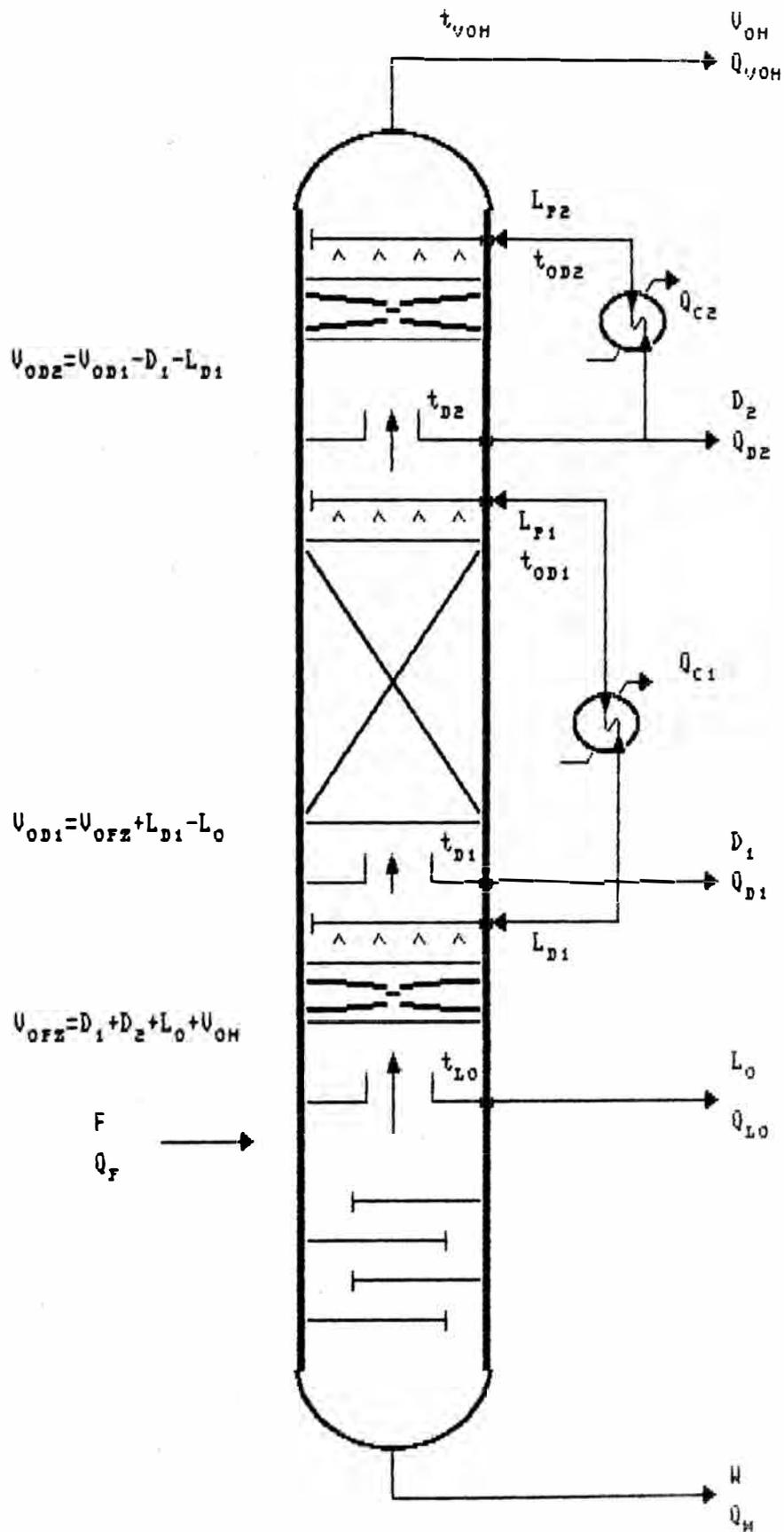


Figura 6.3

6.2) DIMENSIONAMIENTO DE ZONA DE LAVADO O WASH OIL

Actualmente esta zona es ocupada por dos platos de campanas de burbujeo, los cuales representan una restricción para el aumento de carga a la columna, debido a la poca área libre disponible para el flujo de vapor.

El reflujo y la extracción de slop wax se han eliminado por considerarse innecesarios debido al bajo contenido de metales del HVGO como carga a FCC. Sólo se recircula HVGO caliente a la malla (650 BPD) para lavarla y evitar la formación de depósitos que puedan favorecer la formación de carbón.

En el diseño propuesto se considera el reemplazo de estos dos platos por un empaque estructurado tipo grid. Este tipo de empaque impone una circulación mínima de reflujo para satisfacer condiciones de adecuado humedecimiento.

Para satisfacer esta condición se tiene dos posibles alternativas:

- a) Establecer un reflujo de HVGO caliente.
- b) Restablecer el antiguo reflujo de slop wax.

Se ha optado por la alternativa a) por constituir un reflujo limpio sin la posibilidad de causar contaminación por arrastre.

Para establecer este reflujo de HVGO caliente, existe punto de entrada a la columna; siendo

necesario instalar un adecuado distribuidor de líquido.

La malla cumple la función de eliminar el arrastre de líquido que se produce en forma de niebla.

El cuadro 6.4 es un resumen del balance calórico de la zona.

Para realizar este balance térmico, se asume la temperatura de salida de gases y se aproxima la temperatura de salida del slop wax con ayuda de la figura 6.1.

Un reflujo adicional de slop wax no variará el cálculo térmico en la zona, ya que no remueve calor. Solo se introduciría para satisfacer condiciones de humedecimiento en la parte baja de la zona empacada.

En el cuadro 6.5 se muestran los cálculos para dimensionar el empaque en la zona.

Puede apreciarse con claridad que si utilizamos para esta zona anillos de hasta 3.5" de diámetro, el porcentaje de Inundación sería bastante alto; con el uso del Glitsh Grid se tiene un porcentaje de Inundación menor al 60% que permitiría un incremento adicional de carga de aproximadamente 40%.

CUADRO 6.4

Balance calórico en zona de lavado o wash oil

	<u>°F</u>	<u>lbs/hr</u>	<u>Btu/lb</u>	<u>Btu/hr(10⁶)</u>
Flujos entrantes:				
Gas	650	1050	480	0.504
LVGO neto	650	24450	461	11.271
HVGO neto	650	73510	455	33.447
Slop wax	650	6345*	442	2.804
HVGO lavado	475	L _{D1}	251	251(L _{D1})
Flujos salientes:				
Gas	620	1050	460	0.483
LVGO neto	620	24450	445	10.880
HVGO neto	620	73510	436	32.050
HVGO lavado	620	L _{D1}	436	436(L _{D1})
Slop wax	640	6345	346	2.195

 *Slop wax 3% vol. de la carga con 15 °API
 asumidos.

Resolviendo la igualdad se tiene:

$$L_{D1} = 13070 \text{ lbs/hr.}$$

CUADRO 6.5
ZONA DE LAVADO O WASH OIL
Dimensionamiento del empaque

<u>Vapores(lbs/hr):</u>	<u>Zona inferior</u>	<u>Zona superior</u>
	<u>MW</u>	
Gas	1050	1050
LVGO neto	24450	24450
HVGO neto	73510	73510
Slop wax	6345	---
HVGO de lavado	---	13070
Total lbs/hr	105355	112080
Total moles/hr	372	398
MW promedio	283	282
Temperatura (°F)	650	620
Pres. (mmHga/psia)	40/0.77	39/0.75
(MW)(psia)		
$d_v = \frac{MW}{10.73(\circ R)}$	0.0183	0.01825
(lbs/hr)		
$ACFS = \frac{3660 \cdot d_v}{1}$	1600	1706
Liquido(lbs/hr):		
HVGO de lavado	---	13070
Slop wax	6345	---
Temperatura (°F)	640	475
d_i (lbs/pie ³)	48.98	48.05
GPM (a T _{obs})	16.15	33.91
Diám. torre(mm)	3500	3500
Area (pie ²)	103.57	103.57
GPM/A (*)	0.156	0.327
$VLOAD = \frac{ACFS \cdot d_v^{1/2}}{(d_i - d_v)^{1/2}}$	30.93	33.25
$C_s = VLOAD/A$	0.298	0.321
C_f (anillos 3.5")	0.38	0.38
% Inundación	78.4	84.5
C_f (Glitsh Grid)	0.56	0.558
% Inundación	52.8	57.5

 (*) Recomendado 0.5 gpm/pie², minimo 0.25 gpm/pie²

La altura recomendada de empaque en esta zona de lavado es de 4 pies para obtener una remoción de 99.5%.

La caída de presión en el lecho puede hallarse con la ecuación:(4)

$$DP = 0.252(GPM/A)^{0.872} \times (C_s^2)^{1.085} + 1.077C_s^2$$

Para la parte inferior del lecho:

$$DP_B = 0.252(0.156)^{0.872} \times (0.2982)^{1.085} + 1.077 \times 0.2982^2$$

$$DP_B = 0.09925 \text{ pulg liq/pie}$$

$$DP_B = 0.09925 \times 25.4 \times ((49.9/62.4)/13.6)$$

$$DP_B = 0.148 \text{ mmHg/pie}$$

Para la parte superior del lecho:

$$DP_T = 0.252(0.327)^{0.872} \times (0.3212)^{1.085} + 1.077 \times 0.3212^2$$

$$DP_T = 0.11905 \text{ pulg liq/pie}$$

$$DP_T = 0.11905 \times 25.4 \times ((48.05/62.4)/13.6)$$

$$DP_T = 0.171 \text{ mmHg/pie}$$

Tomando la caída de presión promedio para la altura recomendada de empaque de 4 pies:

$$DP_{total} = 0.1595 \times 4 = 0.64 \text{ mmHg}$$

6.3) DIMENSIONAMIENTO DE LA ZONA DE CONDENSACION DE HVGO

En esta zona se propone reemplazar los platos 7 al 12 con un lecho empacado que se dimensionará a continuación.

Como primer paso se establece un balance calórico en la zona para hallar el reflujo de HVGO necesario para la condensación del HVGO neto. Se asume las temperaturas de salida de gases hacia la zona superior y de retorno del reflujo de HVGO. Ver cuadro 6.6.

Resolviendo la igualdad se tiene $Lp_1 = 124660$ lbs/hr equivalentes a 9420 BPD a 60°F.

En el cuadro 6.7 se dimensiona el empaque para esta zona.

De acuerdo al porcentaje de Inundación se debe trabajar con un lecho mixto compuesto por Grid en la zona inferior y anillos de 2" en la zona superior.

En esta zona sería posible un aumento de carga de aproximadamente 30%.

La caída de presión en el lecho puede hallarse con la ecuación:

$$DP = 0.252 (GPM/A)^{0.872} \times (C_s^2)^{1.085} + 1.077 C_s^2$$

Para la parte inferior del lecho:

CUADRO 6.6

Balance calórico en zona de condensación HVGO

	<u>°F</u>	<u>lbs/hr</u>	<u>Btu/lb</u>	<u>Btu/hr(10⁶)</u>
Flujos entrantes:				
Gas	620	1050	460	0.483
LVGO neto	620	24450	445	10.880
HVGO neto	620	73510	436	32.050
HVGO lavado	620	13070	436	5.698
Ref. HVGO	200	Lp1	92	92(Lp1)
Flujos salientes:				
Gas	350	1050	330	0.346
LVGO neto	350	24450	295	7.213
HVGO neto	475	73510	251	18.451
HVGO lavado	475	13070	251	3.280
Ref. HVGO	475	Lp1	251	251(Lp1)

Resolviendo la igualdad se tiene:

$$Lp1 = 124660 \text{ lbs/hr}$$

CUADRO 6.7
ZONA DE CONDENSACION DE HVGO
Dimensionamiento del empaque

<u>Vapores(lbs/hr):</u>	<u>Zona inferior</u>	<u>MW</u>	<u>Zona superior</u>
Gas	1050	50	1050
LVGO neto	24450	200	24450
HVGO neto	73510	340	---
HVGO lavado	<u>13070</u>	340	<u>---</u>
Total lbs/hr	112080		25500
Total moles/hr	398		143
MW promedio	282		178
Temperatura (°F)	620		350
Pres(mmHga/psia)	38.5/0.745		37.5/0.725
(MW)(psia)			
$d_v = \frac{3660 \cdot MW}{P \cdot T}$	0.01813		0.01485
10.73(°R)			
(lbs/hr)			
ACFS = $3660 \cdot d_v$	1717		477
<u>Liquido(lbs/hr):</u>			
HVGO neto	73510		---
HVGO lavado	13070		---
Reflujo HVGO	124660		124660
Temperatura (°F)	475		200
d_i (lbs/pie ³)	48.05		53.97
GPM (a Tobs)	548		288
Diám. torre(mm)	3500		3500
Area (pie ²)	103.57		103.57
GPM/A	5.3		2.8
ACFS * $d_v^{1/2}$			
VLOAD = $\frac{ACFS \cdot d_v^{1/2}}{(d_i - d_v)^{1/2}}$	33.36		7.91
$C_s = VLOAD/A$	0.322		0.0764
C_f (anillos 3.5")	0.36		0.34
% Inundación	89.4		22.5
C_f (Glitsh Grid)	0.53		0.508
% Inundación	60.7		15.0
C_f (anillos 2")	---		0.298
% Inundación	---		25.6

$$DP_B = 0.252(5.3)^{0.872} \times (0.3222)^{1.085} + 1.077(0.322)^2$$

$$DP_B = 0.204 \text{ pulg liq/pie}$$

$$DP_B = 0.204 \times 25.4 \times ((48.05/62.4)/13.6)$$

$$DP_B = 0.2934 \text{ mmHg/pie}$$

Para la parte superior del lecho:

$$DP_r = 0.252(2.8)^{0.872} \times (0.07642)^{1.085} + 1.077(0.0764)^2$$

$$DP_r = 0.0086 \text{ pulg liq/pie}$$

$$DP_r = 0.0086 \times 25.4 \times ((53.97/62.4)/13.6)$$

$$DP_r = 0.0139 \text{ mmHg/pie}$$

El promedio aritmético de los valores hallados para los extremos del lecho es **0.1536 mmHg/pie** de empaque.

Del mismo modo se calcula el coeficiente volumétrico de transferencia de calor de acuerdo con la fórmula:

$$U_v = 421 C_s^{0.8} (\text{GPM/A})^{0.58}$$

$$U_v = 421 (0.322)^{0.8} (5.3)^{0.58}$$

$$U_v = 447 \text{ Btu/hr } ^\circ\text{F pie}^3$$

Siendo el valor máximo recomendado 400 Btu/hr $^\circ\text{F pie}^3$, trabajaremos con este valor inicial para los cálculos siguientes.

El calor removido en esta zona de condensación de HVGO es el calor sensible del reflujo circulante de HVGO entre las temperaturas de salida del plato y su retorno a la columna como reflujo. De acuerdo con el cuadro 6.6:

$$Q = 124660(251-92) = 19.820 \text{ MM Btu/hr}$$

La diferencia media logaritmica de temperaturas en el lecho es:

$$DT_{LM} = \frac{(620-475)-(350-200)}{\ln((620-475)/(350-200))} = 147 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De esta manera el volumen de empaque es:

$$A*Z = 19.820 \times 10^6 / (400 \times 147) = 337 \text{ pie}^3$$

La altura de empaque en la columna:

$$Z = 337 \text{ pie}^3 / 103.56 \text{ pie}^2 = 3.25 \text{ pies}$$

Se trabajará con una altura de 4 pies de empaque, que equivale a asumir $U_v = 325 \text{ Btu/hr } ^\circ\text{F pie}^3$

La caída de presión total en este lecho:

$$DP_{total} = (0.1536 \text{ mmHg/pie}) \times (4 \text{ pies})$$

$$DP_{total} = 0.61 \text{ mmHg}$$

De acuerdo a los factores de Capacidad C_s con el que operan el tope y el fondo de este lecho, se recomienda usar 2 pies de empaque estructurado y 2 pies de anillos de 2" de diámetro.

6.4) DIMENSIONAMIENTO DE LA ZONA DE CONDENSACION DE LVGO

En esta zona se propone reemplazar los platos 1 al 6 con un lecho empacado dimensionado de manera similar al lecho de HVGO. En el cuadro 6.8 se muestra el balance calórico en la zona.

Resolviendo la igualdad se tiene: $Lp2 = 111170$ lbs/hr equivalentes a 8870 BPD a 60 °F.

En el cuadro 6.9 se dimensiona el empaque para esta zona.

De acuerdo al porcentaje de Inundación se debe trabajar con un lecho mixto compuesto por Grid en la zona inferior y anillos de 2" en la zona superior.

En esta zona podría incrementarse la carga en un 60%.

La caída de presión en el lecho usando la ecuación ya conocida:

$$DP = 0.252(GPM/A)^{0.872} \times (C_s^2)^{1.085} + 1.077 C_s^2$$

Para la parte inferior del lecho:

$$DP_B = 0.252(9.76)^{0.872} \times (0.242^2)^{1.085} + 1.077(0.242)^2$$

$$DP_B = 0.1475 \text{ pulg liq/pie}$$

$$DP_B = 0.1475 \times 25.4 \times ((51.17/62.4)/13.6)$$

$$DP_B = 0.226 \text{ mmHg/pie}$$

CUADRO 6.8

Balance calórico en zona de condensación LVGO

	<u>°F</u>	<u>lbs/hr</u>	<u>Btu/lb</u>	<u>Btu/hr(10⁶)</u>
Flujos entrantes:				
Gas	350	1050	330	0.346
LVGO neto	350	24450	295	7.213
Ref. LVGO	120	LP2	45	45(LP2)
Flujos salientes:				
Gas	130	1050	210	0.220
LVGO neto	190	24450	91	2.225
Ref. LVGO	190	LP2	91	91(LP2)

Resolviendo la igualdad se tiene:

$$LP2 = 111170 \text{ lbs/hr}$$

CUADRO 6.9
ZONA DE CONDENSACION DE LVGO
Dimensionamiento del empaque

<u>Vapores(lbs/hr):</u>	<u>Zona inferior</u>	<u>MW</u>	<u>Zona superior</u>
Gas	1050	50	1050
LVGO neto	24450	200	---
Total lbs/hr	25500		1050
Total moles/hr	143		21
MW promedio	178		50
Temperatura (°F)	350		130
Pres. (mmHga/psia)	37/0.715		36/0.696
(MW)(psia)			
$d_v = \frac{\text{---}}{10.73(^\circ R)}$	0.0146		0.0055
(lbs/hr)			
$ACFS = \frac{\text{---}}{3660*d_v}$	485		53
<u>Liquido(lbs/hr):</u>			
LVGO neto	24450		---
Ref. LVGO	111170		111170
Temperatura (°F)	190		120
d_i (lbs/pie ³)	51.17		52.6
GPM (a Tobs)	330		263
Diám. torre(mm)	2000		2000
Area (pie ²)	33.816		33.816
GPM/A	9.76		7.78
$ACFS*d_v^{1/2}$			
$VLOAD = \frac{\text{---}}{(d_i - d_v)^{1/2}}$	8.19		0.542
$C_s = VLOAD/A$	0.242		0.016
C_f (anillos 3.5")	0.338		---
% Inundación	71.6		---
C_f (Glitsh Grid)	0.495		---
% Inundación	48.9		---
C_f (anillos 2")	0.293		0.145
% Inundación	82.6		11.0

Para la parte superior del lecho:

$$DP_r = 0.252(7.78)^{0.872} \times (0.0162)^{1.085} + 1.077(0.016)^2$$

$$DP_r = 0.000467 \text{ pulg liq/pie}$$

$$DP_r = 0.000467 \times 25.4 \times ((52.6/62.4)/13.6)$$

$$DP_r = 0.000736 \text{ mmHg/pie}$$

El promedio aritmético de los valores hallados para los extremos del lecho es **0.113 mmHg/pie** de empaque.

El coeficiente volumétrico de transferencia de calor:

$$U_v = 421 C_s^{0.8} (\text{GPM/A})^{0.58}$$

$$U_v = 421 (0.242)^{0.8} (9.76)^{0.58}$$

$$U_v = 507 \text{ Btu/hr } ^\circ\text{F pie}^3$$

Se usará el máximo recomendado de 400 Btu/hr $^\circ\text{F}$ pie³

El calor removido en esta zona de condensación de LVGO es de acuerdo con el cuadro 6.8:

$$Q = 111170(91-45) = 5.114 \text{ MM Btu/hr}$$

La diferencia media logarítmica de temperaturas en el lecho es:

$$DT_{LM} = \frac{(350-190)-(130-120)}{\ln((350-190)/(130-120))} = 54 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De esta manera el volumen de empaque es:

$$A*Z = 5.114 \times 10^6 / (400 \times 54) = 236 \text{ pie}^3$$

La altura de empaque de esta zona:

$$Z = 236 \text{ pie}^3 / 33.816 \text{ pie}^2 = 7 \text{ pies}$$

La caída de presión total en este lecho:

$$DP_{total} = (0.113 \text{ mmHg/pie}) \times (7') = 0.79 \text{ mmHg}$$

De acuerdo a los factores de Capacidad C_a se recomienda usar 2 pies de empaque estructurado y 5 pies de anillos de 2" de diámetro.

6.5) DISPOSITIVOS INTERNOS DE DISTRIBUCION DE FLUJOS

Los datos básicos para el diseño de estos dispositivos se muestran en el cuadro 6.10. El diseño detallado corresponde al fabricante de estos equipos.

Las mallas eliminadoras de niebla en las zonas de LVGO y wash oil ya existen, debiendo evaluarse su estado para decidir su reemplazo.

El diámetro de la boquilla de entrada de reflujo de LVGO existente es de 4", es recomendable ampliarlo a 6".

El diámetro de la boquilla de salida en el plato recolector de HVGO es de 8", es recomendable ampliarlo a 10".

La zona de wash oil no necesita plato recolector de líquido ya que el slop wax ha sido tratado como un overflash.

En las zonas de LVGO y HVGO el plato recolector actúa también como distribuidor de vapor.

CUADRO 6.10

DISPOSITIVOS INTERNOS DE DISTRIBUCION DE FLUJOS

<u>ZONA</u>	<u>LVGO</u>	<u>HVGO</u>	<u>WASH OIL</u>
Diámetro	6'6 3/4"	11'31/64"	11'31/64"
A) <u>Malla</u>			
Diámetro	2'0"	-----	11'31/64"
Espesor	6"	-----	6"
Material	304 SS	-----	304 SS
B) <u>DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO</u>			
Tipo	Spr Nozz	Spr Nozz	Spr Nozz
GPM Diseño	263	288	33.9
Diam.Cab.	6" (new)	6"	2"
Material	304 SS	304 SS	304 SS
C) <u>LIMITE DE LECHO</u>			
Necesidad	SI	SI	NO
D) <u>LECHO EMPACADO</u>			
Alt. Anillos	5'	2'	-----
Diam.Anillos	2"	2"	-----
Altura Grid	2'	2'	4'
Material	410 SS	410 SS	410 SS
E) <u>PLATO SOPORTE</u>			
Necesidad	NO	NO	NO
F) <u>COLECTOR DE LIQUIDO</u>			
Tipo	Chimm.Tray	Chimm.Tray	-----
Alt.Chimm.	12"	12"	-----
Area Chimm.	25 %	25 %	-----
Sumid.	Lat.Cónico	Central	-----
GPM Líq.	330	548	-----
Min.resid.	2.5	3.0	-----
Oper.(gal)	825	1644	-----
Máx.(gal)	1030	2055	-----
Diám. Salida	8"	10" (new)	-----
Material	410 SS	410 SS	-----

7) CONCLUSIONES

A) En el cuadro 7.1 se resume el diseño de la columna usando la tecnología de empaques.

La zona crítica para determinar el aumento adicional de carga es la de condensación de HVGO, en la que se puede soportar un 30% adicional a los 15000 BPD tomados como base para el diseño.

Esto nos lleva a la conclusión, de que la máxima capacidad operativa de la columna usando la tecnología de lechos empacados es de 19500 BPD.

B) La operación de la columna con la tecnología de empaques, permitiría trabajar a 15000 BPD manteniendo los rendimientos actuales, con una presión en la zona flash de unos 40 mmHg abs, en lugar de los 60 mmHg abs medidos con la columna de platos.

La caída de presión total calculada es de 2.04 mmHg, la cual ofrece un adecuado rango de seguridad frente a los 4.0 mmHg asumidos para los cálculos iniciales, teniendo en cuenta la caída de presión adicional ocasionada por otros accesorios necesarios en la columna.

La menor presión en la zona flash, haría posible disminuir la temperatura a la salida del horno en unos 25°F; obteniendo un menor consumo de

combustible de alrededor de 18% (20 BFD), tal como se evalúa en el cuadro 7.2.

De acuerdo al precio de exportación del combustible como Residual # 6 de US\$ 14 /Bl. y considerando 330 días operativos por año, se tendría un ahorro por menores costos operativos de US\$ 92,400 anuales.

C) La Inversión necesaria para las modificaciones en la columna (relleno, distribuidores y elementos de sujeción) tiene un valor estimado de:

- Valor FOB (Julio 89)	US\$ 82,000
- Fletes y Seguros (10%)	US\$ 8,200
- Arancel Aduana (80% CIF)	US\$ 72,800
- Gastos de Instalación	<u>US\$ 20,000</u>
Total:	US\$ 183,000

No se considera dentro de los gastos de instalación el lucro cesante de la Unidad mientras duren las modificaciones, ya que los trabajos deben hacerse durante una parada general por mantenimiento.

D) El Tiempo de Recuperación de la Inversión se calcula a continuación:

- Ahorro en Costos Operativos:	US\$ 92,400
- Mantenimiento (3.0% Inv.):	(US\$ 5,600)
- Depreciación (7 años lineal):	<u>(US\$ 26,000)</u>
- Beneficio Bruto:	US\$ 60,800
- Impuestos (55% Benef. Bruto):	<u>(US\$ 33,400)</u>
- Beneficio Neto:	US\$ 27,400
- Depreciación:	<u>US\$ 26,000</u>
- Flujo de Caja:	<u>US\$ 53,400</u>

Considerando una Inversión con recursos propios a la tasa de actualización del 15% anual y mediante el sistema de igualdad en el tiempo de los Flujos de Caja actualizados con la Inversión se tiene:

<u>AÑO</u>	<u>INVERSION</u>	<u>FLUJO ACTUALIZADO</u>	<u>INVERSION NO RECUPERADA</u>
0	183,000		183,000
1		46,434	136,566
2		40,378	96,188
3		35,111	61,077
4		30,531	30,546
5		26,549	3,997
6		23,086	-19,089

De tal manera que la Inversión se recuperaría al cabo de 5 años 2 meses.

E) En la operación normal de la columna de platos existente, se ha reducido el reflujo de HVGO para descongestionar esta zona de condensación de gasóleo pesado; esto hace necesario el aumento del reflujo de LVGO para lograr la condensación deseada, en desmedro de la recuperación de calor que podría lograrse con un mayor reflujo de HVGO.

En una columna empacada, debido a la mayor capacidad de vapor y a la mejor eficiencia en transferencia de calor lograda con el empaque, se recuperaría la distribución original de reflujo, favoreciendo la recuperación de calor en el tren de precalentamiento de crudo.

F) Actualmente la UDP I de Refinería La Pampilla procesa un promedio de 35000 BPD de crudo Selva (21.5°API).

El rendimiento de crudo reducido (900 cts a 122°F) es de un 62% que significan unos 21700 BPD. La UDV procesa un promedio de 13500 BPD y los restantes 8200 BPD pasan a formar parte del pool de residuales. El rendimiento de fondos en la UDV (4800 cts a 210°F) es de 56%, 7500 BPD que también forman parte del pool de residuales.

Se deduce de esta consideración que a mayor carga en la UDV, es mayor la necesidad de diesel para

llevar la viscosidad del pool de residuales a la especificación de residual # 6 (630 cts a 122°F). Desde este punto de vista, la necesidad de ampliar la capacidad de la UDV a más de 15000 BPD, de no requerirse mayor producción de gasóleo carga para FCC y mientras se mantenga la calidad del crudo procesado; sólo se justificaría en caso de contarse con la Unidad Reductora de Viscosidad contemplada en el plan de ampliación de Refinería La Pampilla.

G) La UDV II que debe formar parte de la ampliación de Refinería La Pampilla, debe contar con una columna de destilación empacada. Esto permitirá un menor diámetro de columna para la carga proyectada y menores costos operativos por consideraciones de ahorro de energía.

CUADRO 7.1

RESUMEN DEL DISEÑO DE COLUMNA EMPACADA

	<u>Zona de Lavado</u>		<u>Zona Condensación HVGO</u>		<u>Zona Condensación LVGO</u>	
	<u>Inferior</u>	<u>Superior</u>	<u>Inferior</u>	<u>Superior</u>	<u>Inferior</u>	<u>Superior</u>
Vapores (lbs/hr)	105355	112080	112080	25500	25500	1050
Temperatura (°F)	650	620	620	350	350	130
Presión (mmHgabs)	40	39	38.5	37.5	37	36
dv (lbs/pie ³)	0.0183	0.01825	0.01813	0.01485	0.0146	0.0055
ACFS	1600	1706	1717	477	485	53
Líquido(lbs/hr)	6345	13070	211240	124660	135620	111170
Temperatura (°F)	640	475	475	200	190	120
d _l (lbs/pie ³)	48.98	48.05	48.05	53.97	51.17	52.6
GPM (Temp. obs)	16.15	33.91	548	288	330	263
Area torre(pie ²)	103.57	103.57	103.57	103.57	33.816	33.816
GPM/A	0.156	0.327	5.3	2.8	9.76	7.78
VLOAD	30.93	33.25	33.36	7.91	8.19	0.542
C _s	0.298	0.321	0.322	0.0764	0.242	0.016
C _f	0.56	0.558	0.53	0.298	0.495	0.145
% Inundación	52.8	57.5	60.7	25.6	48.9	11.0
Tipo Empaque	Grid	Grid	Grid	Anillos 2"	Grid	Anillos 2"
DP calculada(mmHg)	0.64		0.61		0.79	
U _v calc.(Btu/hr°Fpie ³)	---		447		507	
U _v asum.(Btu/hr°Fpie ³)	---		325		400	
Q (MM Btu/hr)	2.418		19.820		5.114	
DTLM (°F)	---		147		54	
Altura Empaque(pies)	4		4		7	
Grid	4		2		2	
Anillos	---		2		5	

CUADRO 7.2

CARGA CALORICA DEL HORNO DE LA UDV

	<u>CASO 1</u>		<u>CASO 2</u>	
Carga a UDV(BPD):	15000		15000	
Temp. Zona Flash(°F):	650		675	
Entalpia productos en Z.F.:	<u>Rtu/lb</u>	<u>MMBtu/hr</u>	<u>Btu/lb</u>	<u>MMBtu/hr</u>
Gas (1050 lbs/hr)	480	0.504	495	0.520
LVGO (24450 ")	461	11.271	479	11.711
HVGO (73510 ")	455	33.447	470	34.550
S.Wax (6345 ")	442	2.804	460	2.919
Fondos(105475 ")	335	35.334	354	37.338
-----		-----		-----
210830 lbs/hr		83.360		87.038
Temp. Crudo Reducido a Horno(°F):	610		610	
Entalpia Crudo Reducido:	319	67.255	319	67.255
Incremento Entalpia(MMBtu/hr):		16.105		19.783
Duty Horno (70% Eficiencia):		23.007		28.201
Combustible 145000 Btu/gl (BPD):	90		111	

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

- 1) CONTRERAS C. ENRIQUE - Optimización de la Unidad de Destilación al Vacío de RELAPA.
Tesis de Bachiller, Lima, UNI,
1975.
- 2) EDMISTER, W.C. - Applied Hydrocarbon Thermodynamics.
Gulf Publishing Co., 1961.
- 3) GILBERT K. CHEN - "Packed Column Internals".
Chemical Engineering, March 5, 1984.
- 4) GLITSCH INC. - Grid/Ring Combination Bed (Bulletin 7070).
- 5) GLITSCH INC. - Tower Packings and Internals (Bulletin 217-3e).
- 6) GLITSCH INC. - 44 Frequently asked questions and answers about trays and packings (Bulletin 681R1).
- 7) KOCH - Knight Tower Packings (Bulletin TP-108A).
- 8) KOCH - Flexirings from Koch (Bulletin KF3).
- 9) MASS TRANSFER INTERNATIONAL - Cascade Mini Rings
(Bulletin TP/US/M3)
- 10) MAXWELL, J.B. - Data Book on Hydrocarbons.
U.S.A., Nostrand Company, 1950.
- 11) NORMAN, W.S. - Absorption, Distillation and Cooling Towers. Great Britain, Longmans, 1961.
- 12) NORTON - Intalox Metal Tower Packing (Bulletin IM-82).

- 13) PETERS MAX S. - Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 2e, U.S.A., Mc Graw Hill, 1968.
- 14) RALPH F. STRIGLE, Jr. - Random Packings and Packed Towers. U.S.A., Gulf Publishing Co., 1987.
- 15) SULZER - Separation with Packed Columns (Bulletin e/22.13.06 v.83-50).
- 16) TREYBAL, ROBERT E. - Operaciones de Transferencia de Masa. 2e, México, Mc Graw-Hill, 1980.
- 17) U.O.P. - Manual de Diseño.
- 18) WATKINGS, R.N. - Petroleum Refinery Distillation. Houston, Gulf Publishing Co.
- 19) WUITHIER, PIERRE - El Petróleo. Refino y Tratamiento Químico. Paris, Technip.

AGRADECIMIENTOS

A mis compañeros de trabajo en PETROPERU S.A., quienes me brindaron facilidades para la realización de este trabajo; en forma especial al Ing. Máximo Angulo por el impulso inicial.

A mis profesores y amigos Ing. Victor León Choy e Ing. Pedro Pizarro Solís, por el tiempo dedicado a la revisión de los borradores y por sus valiosos consejos.

A quienes estuvieron cerca de mí, apoyándome con su paciencia, cariño y comprensión, durante la realización de mi tesis y a lo largo de mis estudios.

Lima, 15 de Abril de 1990

A P E N D I C E

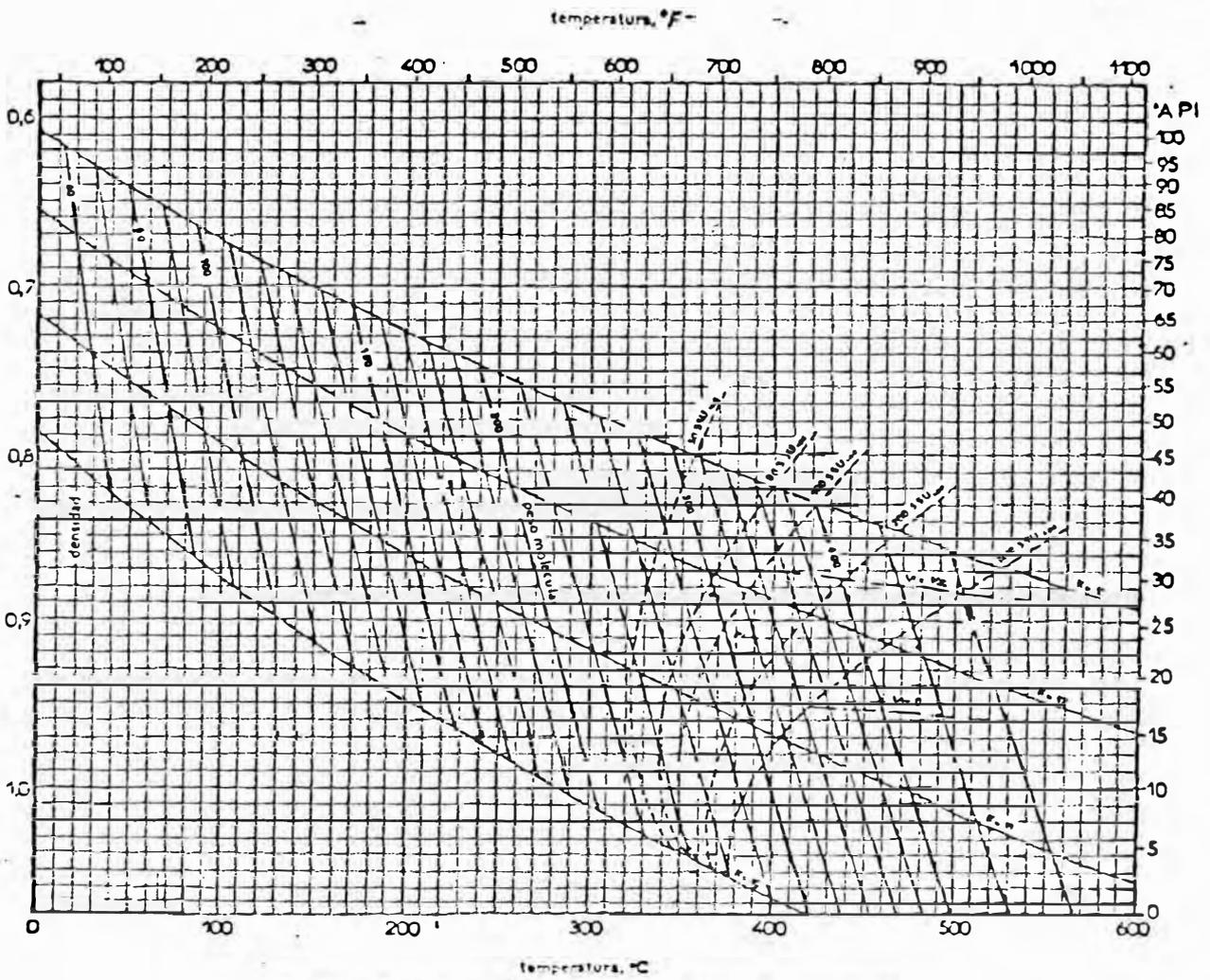


Fig. 1.23. — Curvas iso-propiedades del diagrama del factor de caracterización.

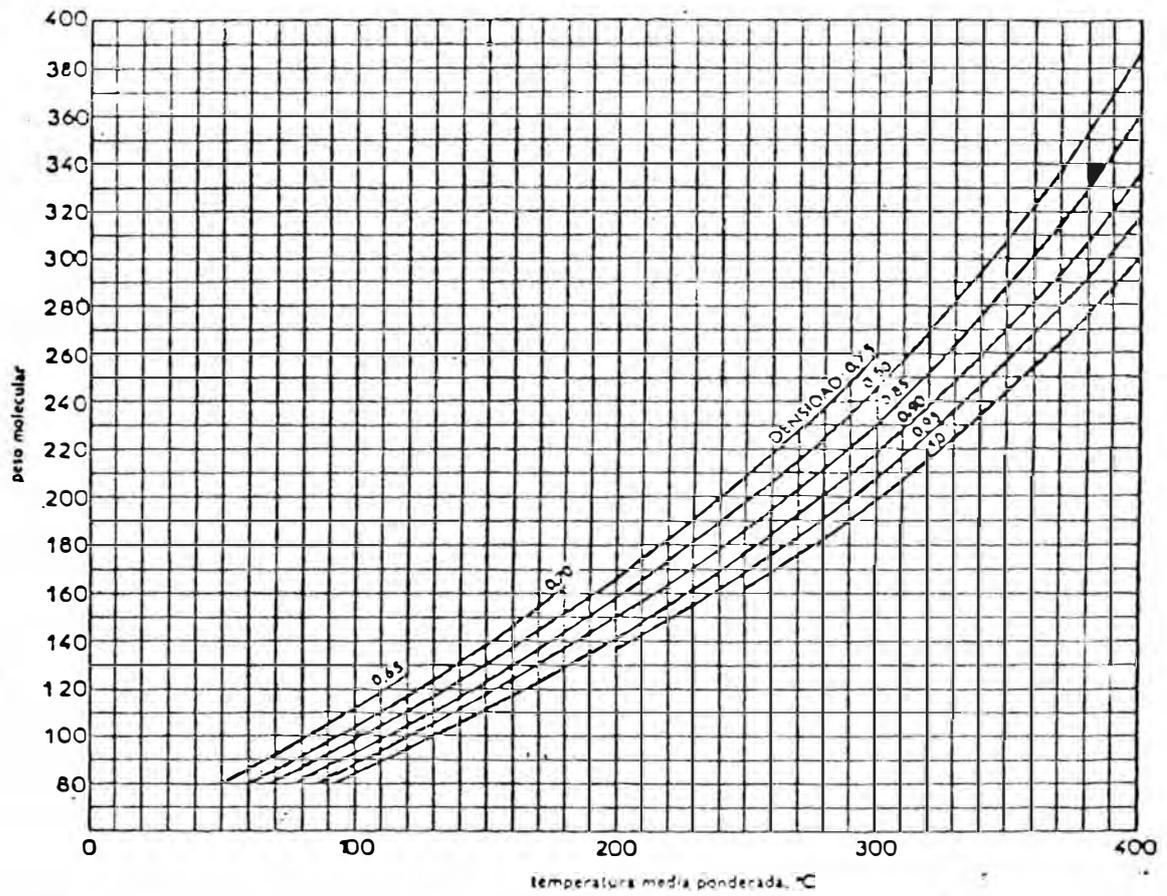


Fig. 1.25. — Pesos moleculares de las fracciones en función de la densidad y de la temperatura media ponderada.

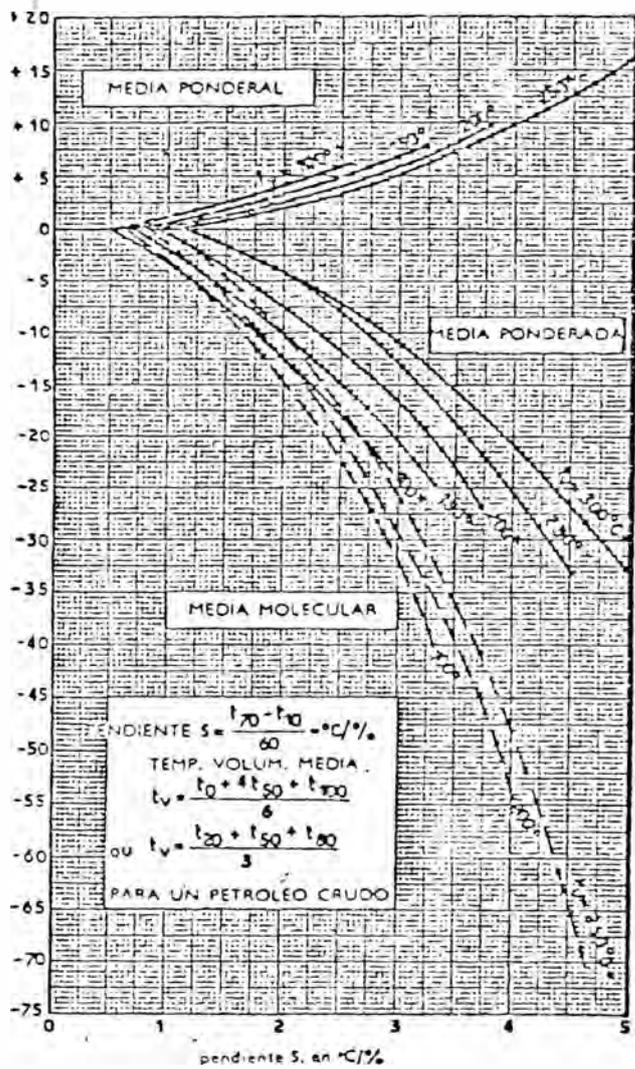


Fig. 1.26. — Determinación de las temperaturas medias de ebullición a partir de la T.B.P.

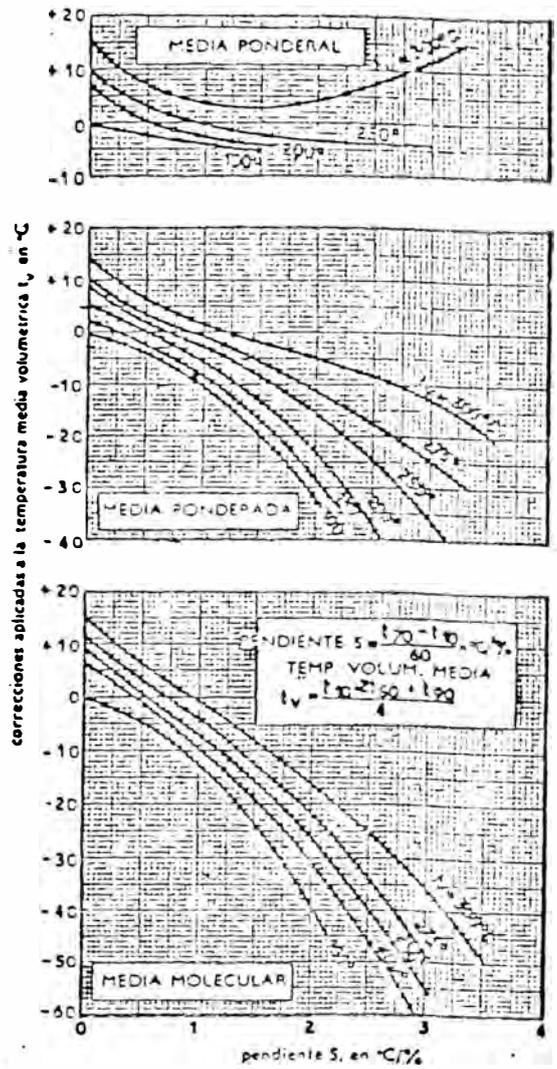


Fig. 1.27. — Determinación de las temperaturas medias de ebullición a partir de las A.S.T.M.

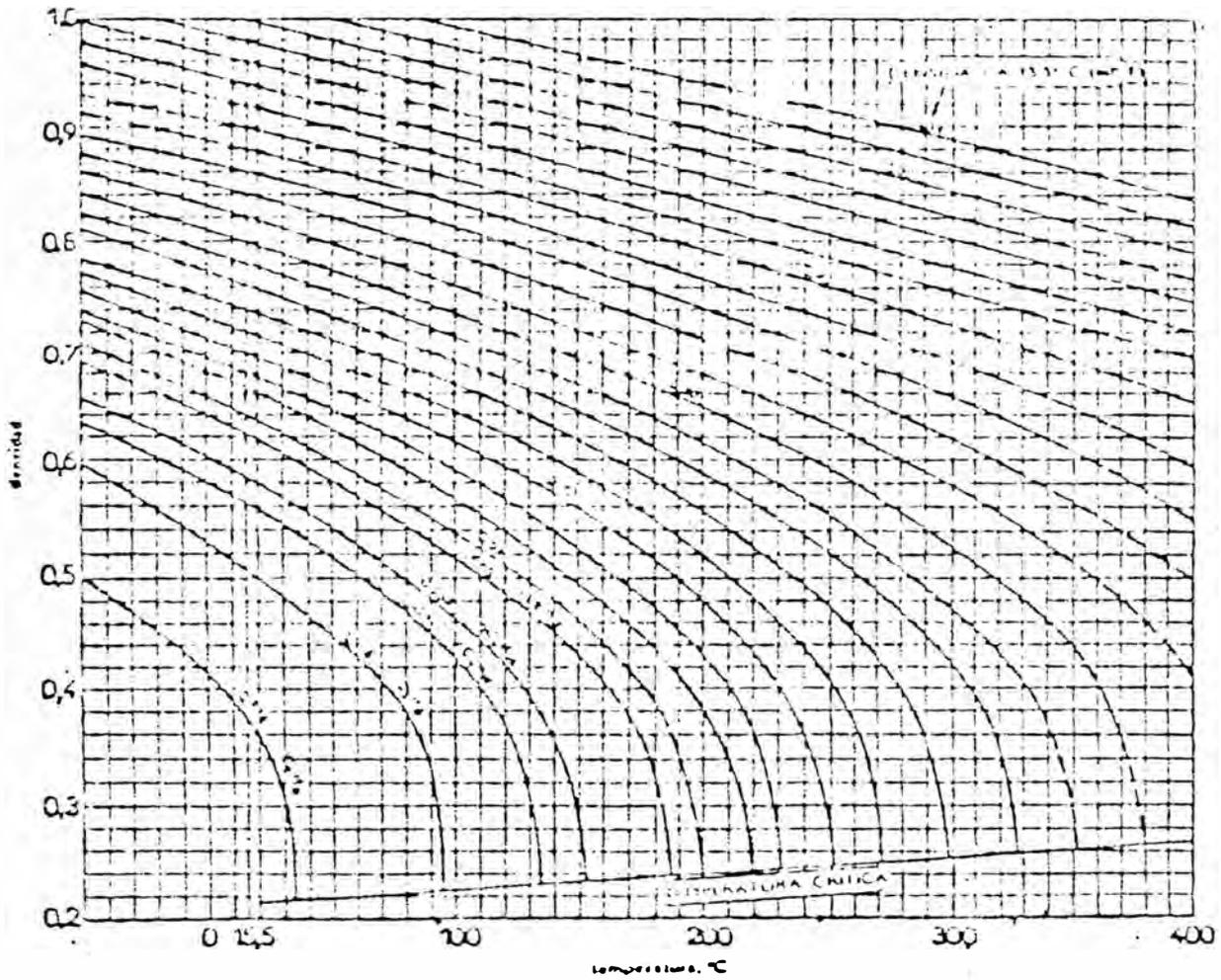


Fig. 1.46. — Variaciones de la densidad de los hidrocarburos e fracciones parafínicas al estado líquido, en función de la temperatura.

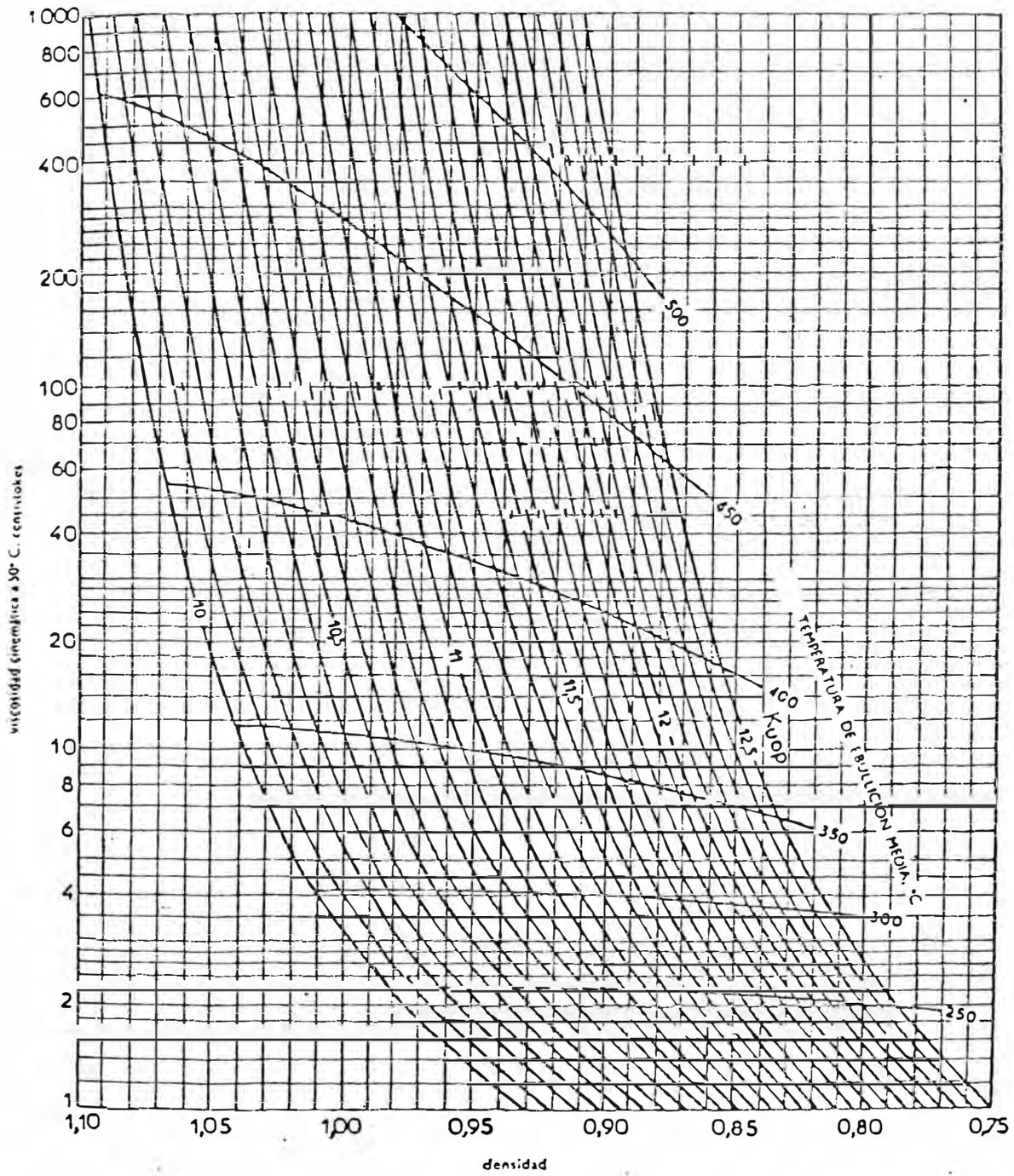
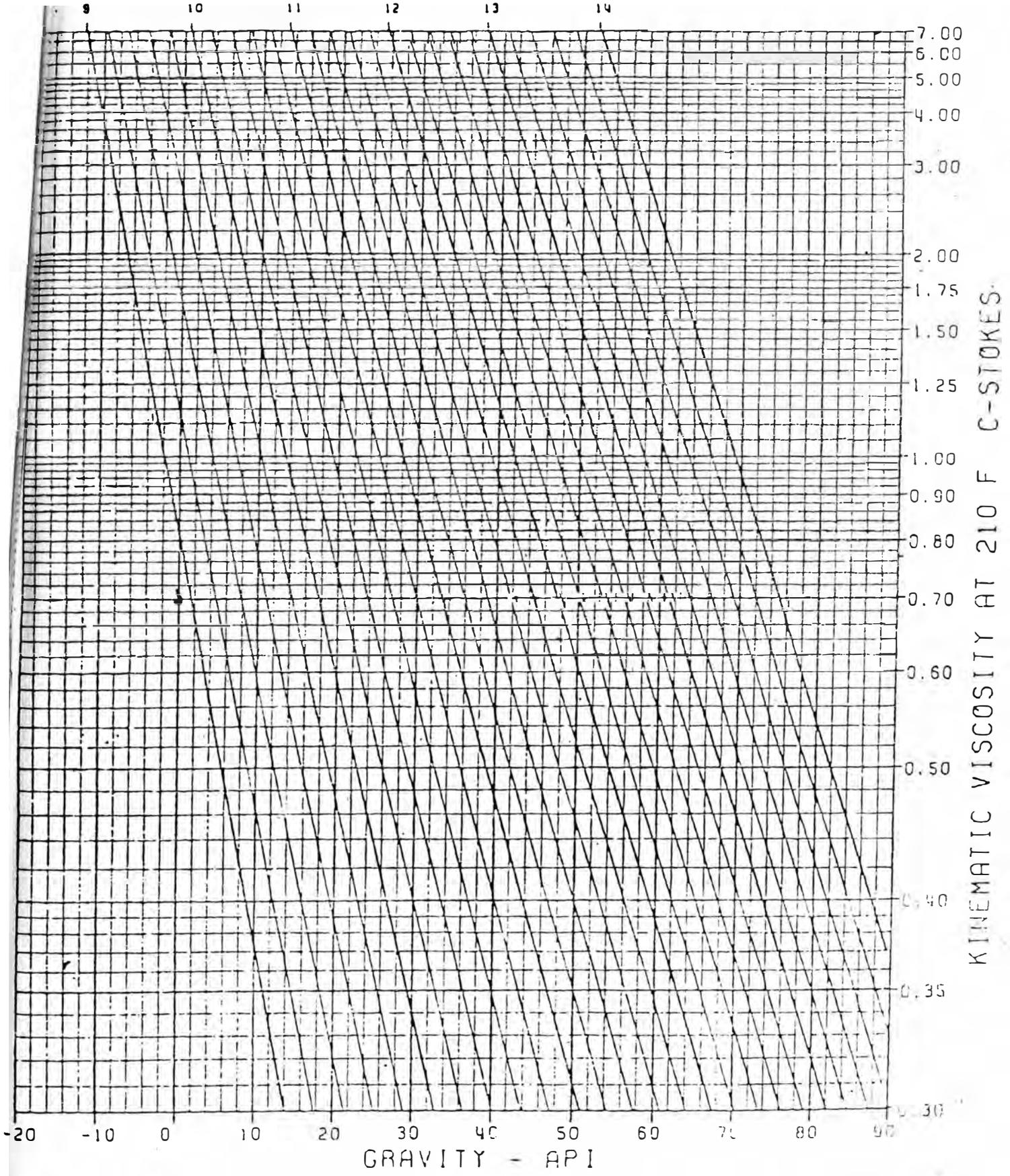


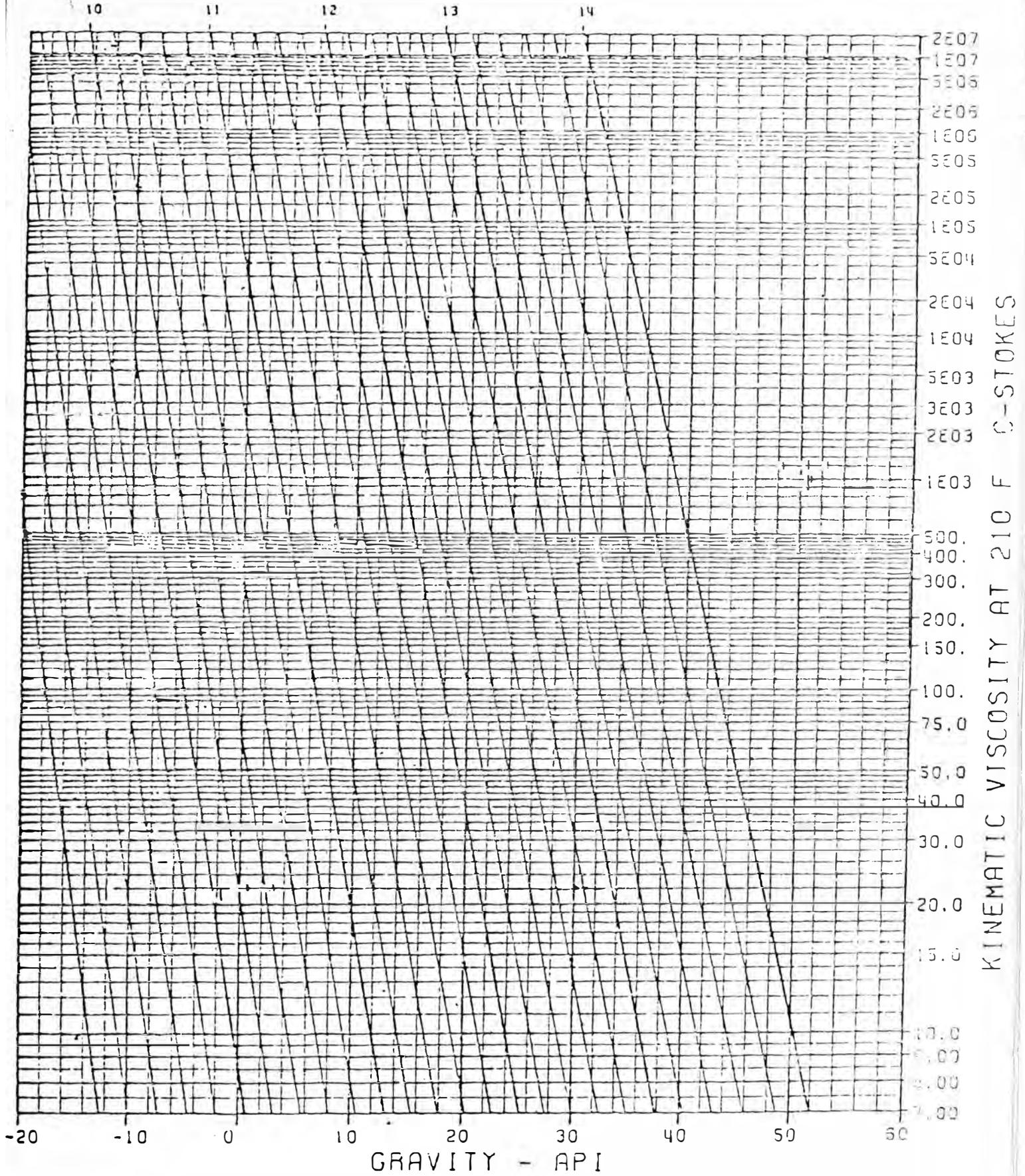
Fig. 1.69. — Viscosidad cinemática a 30°C de las fracciones de petróleo líquidas en función de la densidad y del Keap.

CHARACTERIZATION FACTOR - K



CHARACTERIZATION FACTOR FROM VISCOSITY AT 210 F GRAVITY

CHARACTERIZATION FACTOR - K



CHARACTERIZATION FACTOR FROM VISCOSITY AT 210 F GRAVITY