

54 201



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

“METODOLOGIA DE CALCULO PARA EL DISEÑO DE UNA TORRE DE APAGADO”



EXAMENES PROFESIONALES FAC. DE QUIMICA

## TESIS MANCOMUNADA

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N :  
**JIMENEZ ROSAS MARIO ALBERTO**  
**TERCERO BENITEZ JESUS SANTIAGO**

FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.

1990.



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## INDICE

	pag.
<b>CAPITULO I INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
I.1.) Marco Teórico	2
I.2.) Propiedades de las corrientes de alimentación a la torre	3
I.3.) Caída de presión.	6
I.4.) Descripción del proceso de la planta de desintegración catalítica	6
I.5.) Descripción del proceso de la planta de butadieno sección de oxo-deshidrogenación	12
I.6.) Descripción del proceso de la planta de etileno	16
<b>CAPITULO II. ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE APAGADO</b>	<b>18</b>
<b>CAPITULO III. DIMENSIONAMIENTO BASICO.</b>	<b>24</b>
III.1.) Bases de diseño	24
III.1.1) Generalidades	24
III.1.2) Capacidad y flexibilidad	24
III.1.3) Especificaciones de la alimentación a la Torre de Apagado	26
III.1.4) Especificaciones de los productos provenientes de la Torre de Apagado	27
III.1.5) Condiciones de alimentación a la Torre	28
III.1.6) Condiciones de productos provenientes de la Torre	28

III.1.7) Condiciones de los condensados de recirculación a la Torre de Apagado en las diferentes zonas	29
III.1.8) Servicios auxiliares	29
III.1.9) Condiciones climatológicas	31
III.2.0) Balance de materia (general)	32
III.3.0) Peso molecular de los componentes	38
III.4.0) Balance de materia de pseudocomponentes zona gasolina	44
III.5.0) Balance de materia de pseudocomponentes zona nafta pesada	45
III.6.0) Balance de materia de pseudocomponentes zona pesados	46
III.7.0) Cálculo de constantes de equilibrio	47
III.8.0) Cálculo de temperaturas y presiones en la zona de pesados	48
III.9.0) Cálculo de temperaturas y presiones en la zona de nafta	53
III.10.0) Cálculo de temperaturas y presiones en la zona de gasolina	57
III.11.0) Cálculo de temperaturas y presiones en la zona de agua	61
III.12.0) Balance de calor	66
III.13.0) Balance de calor zona de pesados	69
III.14.0) Balance de calor zona de nafta pesada	76
III.15.0) Balance de calor zona de gasolina	81
III.16.0) Balance de calor zona de agua	86
III.17.0) Cálculo de las temperaturas a la recirculación de las zonas de pesados, nafta, gasolina y agua	92
III.18.0) Cálculo del diámetro de la torre y altura de las rellenas	101
III.18.1) Zona de agua	103
III.18.2) Zona de gasolina	106
III.18.3) Zona de nafta pesada	109
III.18.4) Zona de pesados	112

III.19.) Determinación de los diámetros de las tuberías de condensados y recirculaciones	115
<b>CAPITULO IV. ASPECTOS DE DISEÑO MECANICO</b>	<b>121</b>
IV.1.) Condiciones de diseño	121
IV.2.) Diseño mecánico de recipientes altos	122
IV.3.) Esfuerzo a presión interna y externa	122
IV.4.) Esfuerzo de compresión por la carga completa	122
IV.5.) Efecto del viento	125
IV.6.) Esfuerzo producido por carga sísmica	129
IV.7.) Esfuerzo por carga excéntrica	132
IV.8.) Esfuerzos combinados en el cuerpo cilíndrico	134
IV.9.) Secciones reductoras	142
IV.10.) Revisión de las uniones cono-cilindro	142
IV.11.) Diseño mecánico de la torre de apagado	147
IV.12.) Revisión por sismo	171
IV.13.) Cálculo del espesor de la reducción	175
IV.14.) Cálculo de los platos chimenea	184
<b>CAPITULO V. HOJAS DE DATOS DE LA TORRE DE APAGADO</b>	<b>189</b>
<b>CAPITULO VI . CONCLUSIONES</b>	<b>197</b>
<b>CAPITULO VII. APENDICE A</b>	<b>200</b>
<b>APENDICE B</b>	<b>211</b>
<b>CAPITULO VIII. BIBLIOGRAFIA</b>	<b>227</b>

## CAPITULO I

### INTRODUCCION

En el amplio horizonte de la Ingeniería Química, el alumno tiene multitud de opciones a donde dirigir sus inquietudes profesionales.

Durante la carrera tuvimos oportunidad de abordar temas interesantísimos que despertaron en nosotros, en igual forma, deseos en profundizar en ellos.

Aprendimos que el plan de estudios, exige que los conocimientos teóricos, los analicemos, los profundicemos y aún cuando así sea lo posible, los ejercitemos. Bajo este punto de vista, durante el desempeño del servicio social obligatorio, tuvimos, gracias a la amable consideración hacia nosotros por el Instituto Mexicano del Petróleo de esta Ciudad de México D.F., tener acceso en forma práctica al desarrollo de aspectos que sólo conocíamos teóricamente en las aulas de la facultad.

Gracias pues, a ésta Institución favorable en nuestra formación profesional, nos interesó desde el principio los aspectos relacionados con los hidrocarburos; su obtención; su purificación; su utilización; y en suma su máximo aprovechamiento con el propósito de que en México se haga un uso racional de éstos.

En el presente trabajo, "Metodología de Cálculo para el Diseño de una Torre de Apagado" aprovechamos al máximo nuestros conocimientos teóricos relacionados con los balances de materia y energía, así como al diseño mecánico de recipientes (no siendo este el objetivo fundamental de dicho trabajo, sino un cálculo complementario al diseño térmico de la torre de apagado). Tratamos en todo momento, de llevar a cabo una metodología científica en la presentación de cada uno de sus capítulos, refiriendo al final de esta Tesis, algunas conclusiones que esperamos sean una aportación actualizada y por lo mismo vigente, en el diseño de Torres de Apagado.

## I.1.) MARCO TEORICO

Una torre de apagado es muy parecida físicamente a otros tipos de fraccionadores de refinería, pero son muy poco similares en su proceso. Estrictamente hablando, en una torre de apagado hay un contacto directo entre el gas y el enfriador; la separación que ocurre está limitada a una simple etapa flash. El procedimiento de cálculo general es similar al usado en otros procesos, porque el análisis de la separación del aceite de desintegración catalítica es manejado con mayor facilidad por el uso de técnicas de aceite de petróleo.<sup>109</sup>

El propósito principal de una torre de apagado es el de reducir la temperatura del gas de desintegración catalítica lo más rápidamente posible para evitar reacciones futuras incontrolables y la recuperación del calor disponible de éste enfriamiento, que es de mucho interés, para la economía de la planta total.

En este trabajo se describe una torre de apagado, ilustrada en la figura 1.1. Esta ha sido diseñada para utilizarse con tres etapas de apagado de aceite, operando con productos líquidos apagados y una sección de agua. También incluye procedimientos generales para el cálculo de una torre, operando con apagado de aceite externo.

Estas técnicas pueden ser aplicadas a algunos tipos de diseño de torres de apagado, para la producción de etileno o butadieno.

Las torres de apagado, contienen una sección de empaque (rejilla), un enfriamiento externo, líneas de reflujo y todo el equipo de una torre de destilación de refinería. La transferencia de masa y de calor ocurren por el enfriamiento del gas, debido al contacto directo de éste con agua o aceite a contracorriente. Todo el calor es removido de el sistema por el enfriamiento del fluido apagado en un intercambiador de calor externo. El líquido apagado es bombeado a un enfriador y posteriormente es recirculado a la parte superior de la sección correspondiente.

## 1.2.) PROPIEDADES DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACION A LA TORRE

El gas efluente del horno de desintegración catalítica contiene gases ligeros de hidrocarburos, vapor de agua y productos pesados que son líquidos a temperatura y presión atmosférica. Las condiciones de la alimentación a alguna torre de apagado en términos de composición, temperatura y presión están fijadas por dos factores. El primero, es la temperatura de salida del gas del reactor, determinada por las condiciones de la reacción que esta normalmente en el rango de 1500°F. El segundo por las pérdidas de calor en el trayecto de el horno a la torre.

La composición de hidrocarburos gaseosos de esta corriente está dada en peso y bases molares. Contiene casi todos los compuestos ligeros ( $C_4$  o  $C_5$ ), con otros compuestos entre el gas y fracciones de líquido residual. Para esta porción de la alimentación total de la torre, se calcula el peso molecular promedio, capacidad calorífica molar promedio (60°F y 14.7 psia).

En una combinación aceite-agua en la torre de apagado, los gases y vapores de la desintegración catalítica se ponen en contacto primeramente, con el aceite frío para así reducir la temperatura del gas en un punto superior al punto de rocío del agua y al mismo tiempo la condensación de la porción pesada. El gas entonces, pasa por la sección de agua donde es enfriado por medio de un lavado directo con agua. El vapor de agua y algo de hidrocarburos ligeros son condensados.

El gas de desintegración catalítica es rico en benceno, tolueno, xilenos, gasolina, naftas y otros materiales que son de alta demanda. Desafortunadamente, los pesados tienen puntos altos de ebullición y son materiales con poco valor por lo que son utilizados como combustibles.

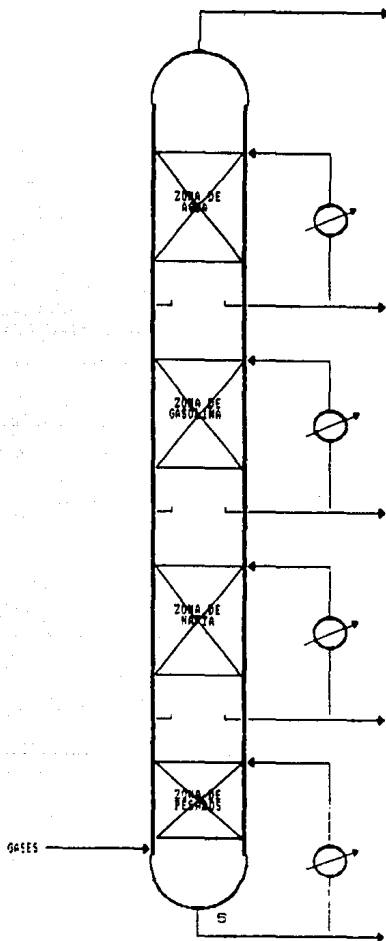
Es conveniente operar con tres etapas de apagado de aceite si su producción total en estas tres etapas es suficiente para justificar su operación. La sección inferior deberá ser diseñada para que condense todo el aceite pesado del ciclo catalítico de pesados con un punto TBP de 850 a 950 °F.



El aceite de la sección baja, es enviado a la producción de vapor y posteriormente es utilizado como combustible. Si todo el aceite recuperado es utilizado para la producción de vapor y como combustible, el diseño más económico será con una sola sección y el líquido contendrá la totalidad de los aceites condensables a las condiciones de temperatura y presión de entrada a la sección de agua. Desde el punto de vista del equipo, el diseño de una sección de aceite es más económico ya que sólo se requerirá una bomba, un intercambiador y un sistema de tubería. El diseño de las tres secciones de aceite requiere de tres niveles de temperatura de calentamiento del mismo, dando un alto grado de recuperación de calor. El diseño de la secciones de aceite, deberá estar dada considerando varias cuestiones como la inversión de capital y costos de operación.

La función de la sección de agua, es la de enfriar el gas que sale de la sección de aceite a la mínima temperatura posible utilizando un medio de enfriamiento, simultáneamente la condensación de la masa de vapor. Este punto es muy importante ya que se disminuye la temperatura de apagado, disminuyendo también la potencia requerida para el compresor del gas de desintegración catalítica.

FIGURA 1.1  
TORRE DE APAGADO



### 1.3.) CAIDA DE PRESION EN LA TORRE

La operación básica de una torre de apagado es el de enfriar el gas a la mínima temperatura que sea posible con la disponibilidad de un medio de enfriamiento. Esto garantizará la máxima condensación posible. El gas deberá de ser depurado de carbón casi infinitesimal y partículas sólidas. Esto puede solamente ser logrado poniendo al gas con el líquido en un vigoroso contacto. Es recomendable que para el diseño de una torre de apagado la caída de presión sea de 5 psi.<sup>(19)</sup>

### 1.4.) DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA DE DESINTEGRACION CATALITICA

**Función:** La función de ésta planta de desintegración catalítica es la de desintegrar el gasóleo de vacío para la producción principalmente de gasolina desbutanizada de alto octanaje, así como la producción de butanos-butenos, propano-propileno y gas combustible.

#### **Desintegración y Apagado.**

El gasóleo de vacío previamente calentado se mezcla con aire y son alimentados al reactor de desintegración catalítica, en donde se lleva a cabo la conversión para la producción de gasolina, esta conversión se estima en un 82.5%. Una vez llevada esta conversión, los gases y vapores abandonan el reactor a una temperatura de 980°F.

La corriente gaseosa es rica en vapores de hidrocarburos, vapor de agua y gases inertes. Estos gases y vapores entran por el fondo de la torre de apagado, llevándose a cabo un enfriamiento por contacto directo con las recirculaciones de los productos (previamente enfriados) obtenidos de dicha torre. Dichos productos

son: aceite cíclico ligero, gland oil, sponge oil, aceite pesado cíclico, y gases apagados.

El aceite ligero y el gland oil son agotados con vapor de agua en el agotador, para recuperar algunos hidrocarburos ligeros en el vapor de agua que sale por el domo del agotador y es recirculado a la torre de apagado.

El gland oil es bombeado y recirculado junto con el aceite pesado cíclico a la torre de apagado, sirviendo éstos como medio de enfriamiento de los gases y vapores en dicha torre.

El aceite pobre (lean sponge oil), sale junto con el gland oil y el aceite ligero, pero no pasa por la torre agotadora, sino que al salir de la torre de apagado es bombeado a la Sección de Recuperación de Vapor donde éste absorbe algunos componentes ligeros en el Absorbedor Secundario previo enfriamiento. El aceite rico (rich sponge oil) del fondo del Absorbedor Secundario es recirculado nuevamente a la torre de apagado, y utilizado aquí como medio de enfriamiento.

El aceite pesado cíclico es bombeado a los intercambiadores de calor para el precalentamiento del gasóleo de vacío, la generación de vapor, y también es utilizado como fuente de calentamiento del rehervidor de la desbutanizadora. Una vez que el aceite cíclico pesado es enfriado, es recirculado a la torre de apagado junto con el gland oil, para el enfriamiento de los gases y vapores que provienen del reactor.

El gas y vapor que sale por el domo de la torre de apagado, se envían a un condensador y posteriormente a un tanque separador, del cual se derivan tres corrientes, dos líquidas y una gaseosa, las dos corrientes líquidas son producto de la condensación de los vapores, la primera del vapor de agua y la segunda de todos los hidrocarburos líquidos, siendo esta última enviada a la Sección de Recuperación de Vapor. La tercera corriente la constituye el gas y vapor, que son enviados a un sistema de compresión que consta de un compresor centrífugo de dos etapas. A la descarga de la primera etapa de compresión, se le une el vapor de la planta de reducción de viscosidad e inyectándose agua para, posteriormente a un enfriador, produciéndose así tres fases, una es la fase gaseosa, otra es el condensado de agua ácida y la tercera es el

condensado de los hidrocarburos líquidos. esta última es bombeada para unirse con la corriente gaseosa que sale de la segunda etapa de compresión. El gas que abandona el tanque de separación, es comprimido en la segunda etapa de compresión. A la salida de ésta se une la corriente de hidrocarburos líquidos y se inyecta nuevamente agua para remover las sales solubles de el agua de lavado. La corriente resultante es enfriada y enviada a un tanque separador a alta presión, que por su parte superior sale el gas que es alimentado a la torre absorbidora y el condensado se alimenta a la torre agotadora. Esta condensación a alta presión constituye una etapa de equilibrio que aumenta la eficiencia de el sistema de absorción y agotamiento. .

#### Sección de Recuperación de Vapor.

Esta sección tiene como propósito obtener principalmente propano-propileno y butanos-butenos.

La Sección de Recuperación de Vapor consta de una torre absorbidora, una torre agotadora, absorbidor secundario, torre desbutanizadora y torre despropanizadora.

Gasolina desbutanizada (proveniente de la torre desbutanizadora) es recirculada hacia la Torre Absorbidora. Los hidrocarburos líquidos provenientes del condensador de agua de la torre de apagado, se unen con el líquido de la planta reductora de viscosidad y así ambos son alimentados a la Torre Absorbidor, estando éste montado sobre el agotador, existiendo entre ellos una clara y bien definida separación. En la torre Absorbidora se recupera la mayor parte de  $C_3$ 's y  $C_4$ 's contenidos en el vapor que sale del separador a alta presión. .

Los hidrocarburos líquidos de el separador de alta presión son bombeados a el domo de la torre agotadora. Mientras que el rehervidor de ésta torre sirve para controlar el contenido de  $C_3$  en el  $C_4$  producto. El flujo de los fondos representa la totalidad de los líquidos recuperados de el sistema, incluyendo gasolina desbutanizada

El producto de los fondos de la Torre Agotadora, se alimenta a la torre desbutanizadora despues de ser calentado por la gasolina desbutanizada proveniente del fondo de la desbutanizadora. El calor del rehervidor de la torre desbutanizadora, es suministrado por el aceite pesado cíclico de la torre de apagado.

El gas proveniente de la torre absorbidora es alimentado en el absorbedor secundario, donde se pone en contacto directo, esta corriente gaseosa, con el aceite pobre (lean sponge oil) proveniente de la torre de apagado, llevandose a cabo una absorción de hidrocarburos ligeros. Una vez llevada a cabo dicha absorción el aceite rico (rich sponge oil) se recircula a la torre de apagado donde los gases absorbidos son desabsorbidos y recirculados al compresor.

El gas seco de el absorbedor secundario se envia a la sección de tratamiento con amina (DEA) para obtener gas combustible dulce.

El producto C<sub>3</sub>-C<sub>6</sub> del domo de la torre desbutanizadora se alimenta a la sección de tratamiento con amina (DEA) para remover el ácido sulfhídrico y posteriormente pasar por la unidad de extracción Merox para remover los mercaptanos.

Despues de que la corriente de C<sub>3</sub>-C<sub>6</sub> pasan por las unidades de tratamiento de amina (DEA) y Merox, es precalentada con la gasolina desbutanizada y alimentada a la torre despropanizadora. De esta torre se obtienen por domos los productos de propano - propileno y por fondos los productos butanos-butenos.

#### Sección de Tratamiento con Amina (DEA).

La principal función de esta sección, es el de remover el ácido sulfhídrico y bióxido de carbono de la corriente gaseosa del absorbedor secundario y el ácido sulfhídrico, de la corriente líquida de C<sub>3</sub>/C<sub>6</sub> proveniente de la torre desbutanizadora.

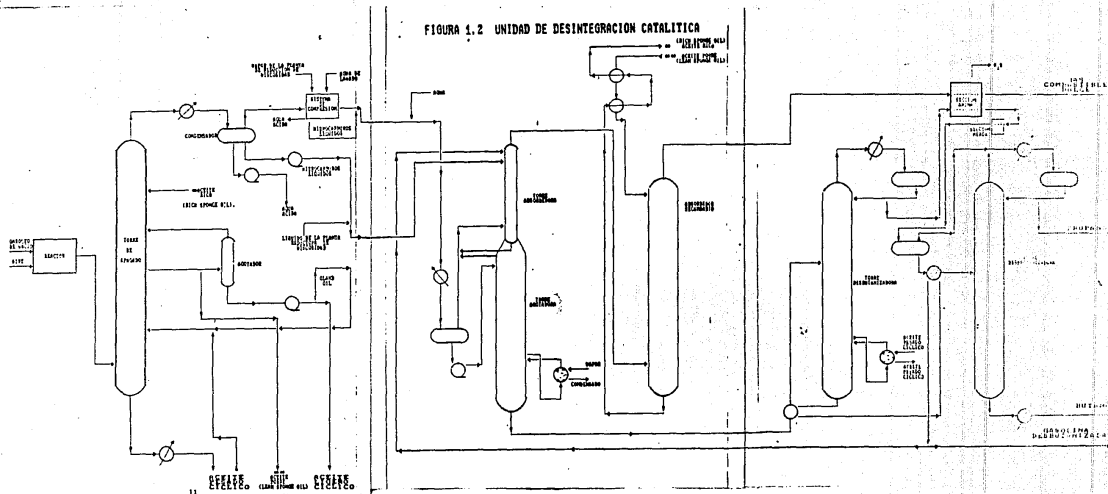
Esta sección utiliza dietanolamina (DEA) acuosa en un 20% en peso.

Los gases provenientes del absorbedor secundario, fluye a un sección de eliminación de aceite pobre que se arrastra en el gas y causa la espumación de la solución de D.E.A., después de éste tratamiento, la corriente gaseosa entra a una torre absorbedora empacada en donde se pone en contacto directo a contracorriente con la solución de D.E.A. pobre. A la salida de dicha torre, el gas esta libre de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ , utilizandose como gas combustible dulce.

La corriente líquida de  $\text{C}_6/\text{C}_8$  entra por el fondo de una torre absorbedora empacada (diferente a la utilizada para tratar el gas proveniente del absorbedor secundario) y por contacto directo a contracorriente con la solución de D.E.A, se lleva a cabo el endulzamiento. La corriente endulzada (L.P.G) se envía a un tratamiento Merox en donde se remueven a los mercaptanos.

La corriente rica de D.E.A se envía a un tanque estabilizador. Operando éste a baja presión, para desabsorber los hidrocarburos ligeros de la solución de D.E.A, que posteriormente se utilizarán como gas combustible, mientras los hidrocarburos pesados son asentados y separados de la solución de amina. Toda la D.E.A. proveniente del fondo de este tanque, es filtrada con el fin de remover a todos los contaminantes de la corriente de circulación de diseño. La amina filtrada pasa por un intercambiador de calor amina-amina para precalentar a la amina rica antes de ser alimentada a la torre desabsorbadora, en donde se va ha desabsorber el  $\text{CO}_2$  y el  $\text{H}_2\text{S}$  absorbidos por la solución de D.E.A en las dos torres.

FIGURA 1.2 UNIDAD DE DESINTEGRACION CATALITICA





## PROCESOS DONDE EXISTEN TORRES DE APAGADO

### 1.5 DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA DE BUTADIENO SECCION DE OXO-DESHIDROGENACION

#### Sistema de precalentamiento:

La carga de butenos provenientes de las secciones de destilación extractiva de butenos y se alimentan bajo control de flujo al precalentador de butenos. La carga de butenos vaporizada se sobrecalienta en la zona de convección del horno, para posteriormente mezclarse con vapor de dilución, aire y alimentarse al reactor.

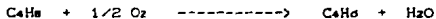
El vapor de dilución tiene dos fuentes de origen: vapor de baja presión importado de L.B. y el vapor generado en el recuperador de calor.

#### Sistema de reacción.

En este sistema se deshidrogenan los butenos para producir 1-3 butadieno.

La reacción se lleva a cabo en un reactor catalítico adiabático a temperaturas elevadas en presencia de oxígeno.

La reacción oxidativa de butenos se efectúa de acuerdo a la siguiente reacción:



#### Sistema de recuperacion de calor.

El alto contenido calorífico de los gases efluentes se utiliza para generar vapor de dilución en el recuperador, para posteriormente enviarlo al sistema de apagado.

#### Sistema de apagado.

En el sistema de apagado se enfrían los gases efluentes del recuperador de calor y se condensa y remueve el vapor de dilución. Los gases se enfrían por contacto directo con agua en la torre de apagado.

La corriente gaseosa se alimenta en el fondo de la torre de apagado. La corriente de fondos constituida por agua de apagado y condensado del vapor de dilución incrementa su presión en la bomba de fondos, para posteriormente dividirse en dos.

Una corriente se utiliza para vaporizar la alimentación de butenos, al ceder calor en el precalentador de butenos y la otra es utilizada para precalentar el agua de alimentación al sistema de generación de vapor en el precalentador de agua de caldera.

#### **Sistema de compresión.**

Se aumenta la presión de los gases efluentes de la torre de apagado para incrementar la solubilidad de los hidrocarburos en el aceite absorbente.

#### **Sistema de eliminación de aldehidos.**

El gas proveniente del sistema de compresión contiene: Nitrógeno, Dióxido de Carbono, Hidrocarburos, Trazas de Oxígeno, y Aldehidos.

Para eliminar los aldehidos el gas entra en contacto con agua en la torre lavadora de aldehidos

#### **Sistema de absorción de Butenos.**

Para absorber los butenos y butadienos presentes en los gases efluentes del sistema de lavado, se utiliza aceite de los sistemas de agotamiento de butenos y rectificación de aceite absorbente.

La corriente del domo de la torre lavadora de aldehidos, constituida por butadieno, buteno, nitrógeno y CO<sub>2</sub> principalmente, se alimenta a la parte inferior de la torre absorbidora de butenos.

La corriente de fondos de la torre absorbidora de butenos, disminuye su temperatura en el enfriador de alimentación a la torre desgasificadora para alimentarse por control de nivel a dicha torre.

#### Sistema de Eliminación de CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>.

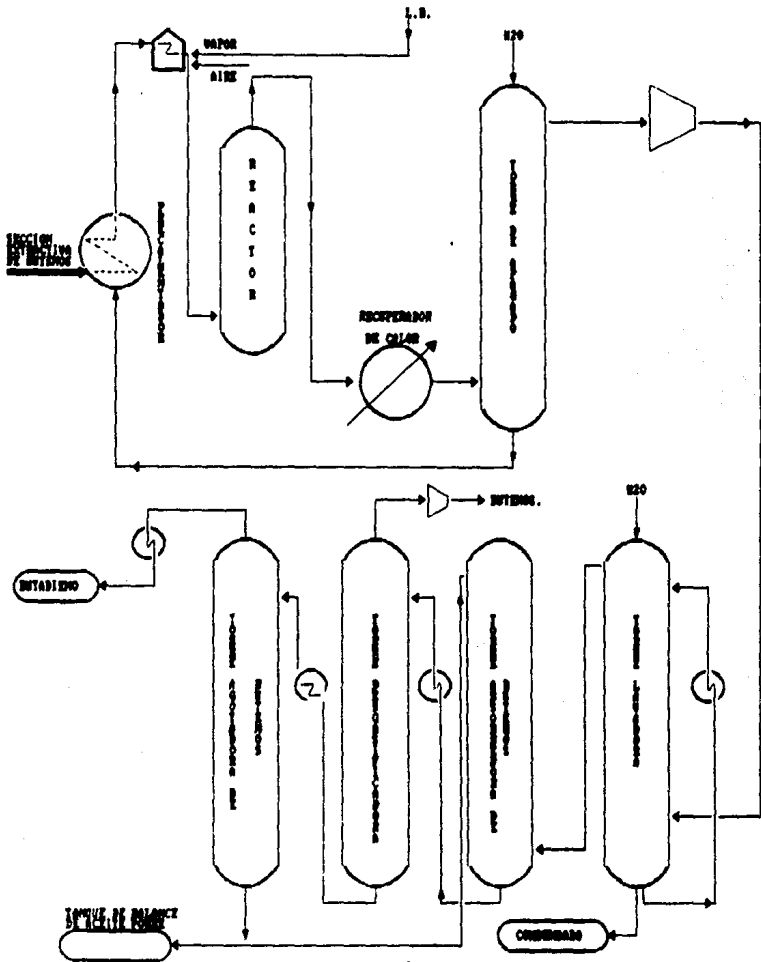
La torre desgasificadora separa oxígeno (O<sub>2</sub>) y bióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) , la corriente rica en butenos del domo se comprime para recuperar buteno.

#### Sistema de agotamiento de Butenos.

El aceite rico del fondo de la torre desgasificadora se precalienta y se alimenta a la torre agotadora de butenos, la cual separa por domos el butadieno crudo el cual condensa en el acumulador de reflujo.

Después de la torre agotadora de butenos sigue un pequeño proceso mediante el cual se refinan y se separan los productos no deseados.

# PLANTA DE BUTADIENO (SECCION DE OXO-DESHIDROGENACION)



## 1.6.) DESCRIPCION DEL PROCESO DE LA PLANTA DE ETILENO

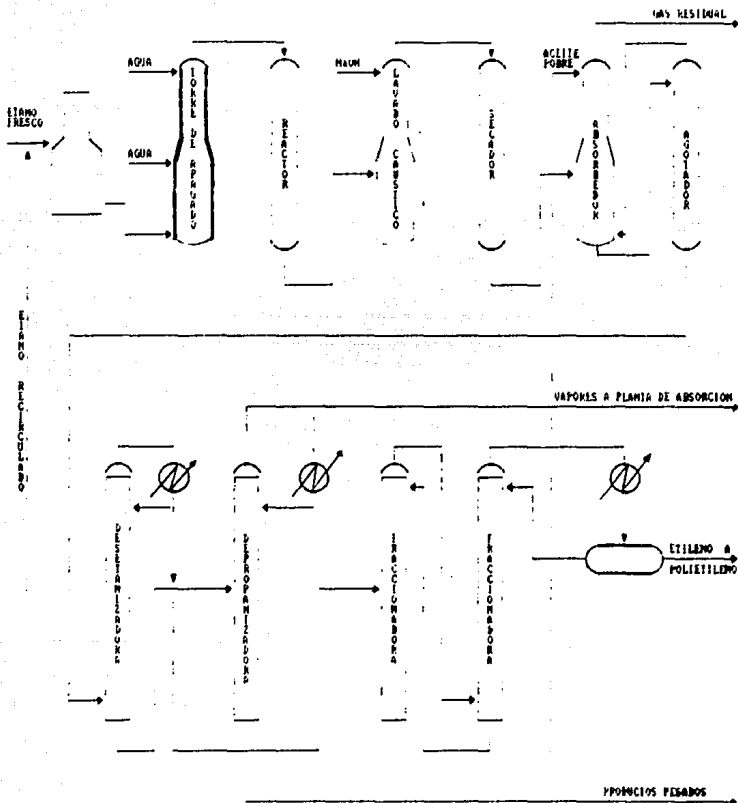
El etano procesado en esta planta se envía de la desetanizadora de la planta de absorción. Junto con el etano recirculado es alimentado a los cuatro hornos de pirólisis, en donde a  $820^{\circ}\text{C}$  de temperatura y  $3.8\text{ Kg/cm}^2$  de presión, por desintegración se obtiene una corriente gaseosa rica en etileno. Esta corriente es enfriada con agua a  $38^{\circ}\text{C}$  en la torre de apagado; del domo de la torre los gases son comprimidos en cuatro pasos.

De la descarga del segundo paso, el gas de proceso se manda al reactor de acetileno, a fin de hidrogenar el acetileno formado durante la pirólisis, convirtiéndolo en más etileno. Del reactor, la corriente es tomada de nueva cuenta por las compresoras en el tercer paso para descargarla a la sección de tratamiento caústico, donde se elimina el anhídrido carbónico y el ácido sulfhídrico, lavando el gas con sosa cáustica y posteriormente con agua; enseguida se comprime y la descarga del cuarto paso se envía a un deshidratador empacado para eliminar la humedad arrastrada.

La mezcla gaseosa que sale de los secadores se enfría a  $28^{\circ}\text{C}$  bajo cero y se remite a la torre absorbidora, en donde con aceite absorbente pobre a contracorriente, ocurre la absorción del etano, etileno e hidrocarburos más pesados; por el domo se dirige el hidrógeno y el metano, como gas combustible. Por el fondo el aceite rico es enviado a un agotador para su rectificación a fin de mandarlo a la torre desetanizadora, en la cual es destilado el aceite, obteniendo por el domo una mezcla etano-etileno y por el fondo aceite rico en propano que será destilado en la despropanizadora, recibiendo de nueva cuenta por el aceite pobre.

La mezcla resultante de etano-etileno es fraccionada en dos torres gemelas en serie, obteniéndose por el fondo de la primera el etano, el cual se recircula a los hornos de pirólisis, y por el domo de la segunda llega el etileno con una pureza de 99.90%, para ser enviado a tanques de almacenamiento y utilizarse como materia prima para producir polietileno.

# PLANTA DE ETILENO



## CAPITULO II

### ALTERNATIVAS DE SISTEMAS DE APAGADO

En el enfriamiento de gas caliente, hay ocasiones que no es practico el utilizar intercambiadores de calor. Tal situacion involucra la condensacion parcial o total asi como enfriamiento, en donde podra utilizar torres de platos, camaras rotatorias, torres empacadas, y contactores tubulares.

Los intercambiadores de calor tubulares, juegan un papel muy importante en el enfriamiento y/o condensacion de gases y vapores. Tanto, que muchos diseñadores, raramente consideran la existencia de otras alternativas. Pero hay ocasiones en que no es deseable o economicamente factible el uso de paredes de metal entre el gas caliente y el liquido enfriador. Los condensadores barometricos y apagadores de gas de desintegración catalitica, son ejemplos donde el enfriamiento por contacto directo es el mas deseable. Tambien se aplica en refinarias donde las caidas de presion y el ensuciamiento pueden hacer impractico el uso de los cambiadores de calor tubulares.<sup>3</sup>

Existe en la literatura, informacion acerca de la transferencia de calor en contacto directo la que debera ser consultada para desarrollar los procedimientos de diseño. Se pueden mencionar varios tipos de enfriadores/condensadores de gas, asi como los tipos de contactor que pueden ser usados para cada servicio.

Las cuatro clasificaciones generales de contacto directo de transferencia de calor gas-liquido son:

- Enfriador de gas simple.
- Enfriador de gas con vaporizacion del enfriante.
- Enfriador de gas con condensacion parcial.
- Enfriador de gas con condensacion total.

Las aplicaciones de intercambio directo mencionados anteriormente podrán, ser llevadas a cabo por medio de los siguientes dispositivos:

- Torres con platos (baffles)
- Cámaras rociadoras
- Torres empacadas
- Torres con platos (flujo-cruzado)
- Contactores tubulares.

Los dispositivos mencionados se muestran en las figuras 1-4.

En la figura 1, platos baffles y de flujo cruzado se utilizan en un fraccionador de hidrocarburos pesados.

En la figura 2, muestra una cámara de rociado enfriando gases de desintegración catalítica.

En la figura 3, es un condensador empacado especial con reflujo en un fraccionador de vapor a vacío.

La figura 4, muestra un condensador barométrico con vapor (es un caso especial de contactor tubular de flujo paralelo).



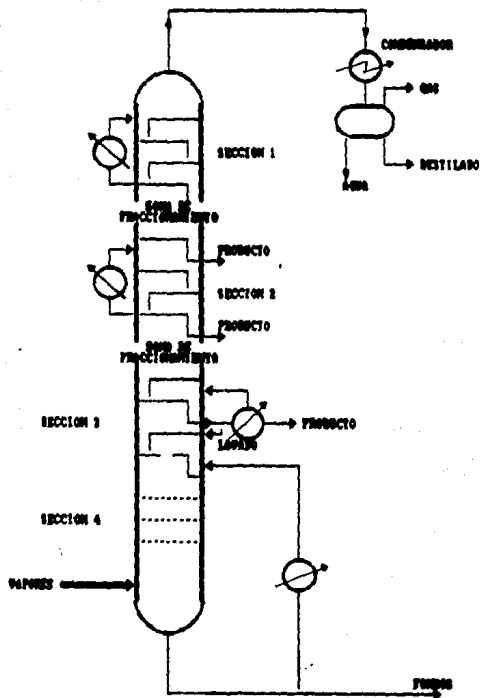


FIGURA # 1



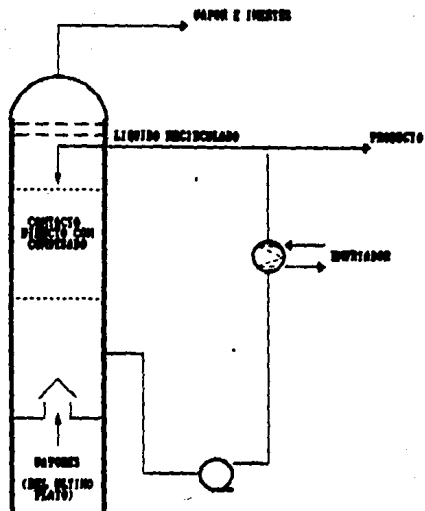


FIGURA # 2

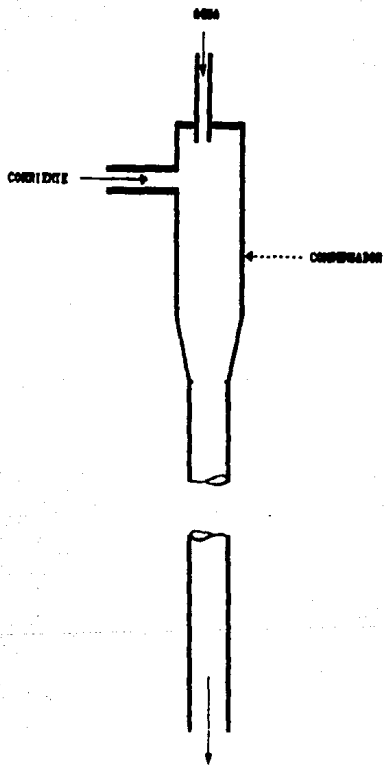


FIGURA # 4

## CAPITULO III

### DIMENSIONAMIENTO BASICO

#### III.1.) BASES DE DISEÑO

Nombre del equipo: Torre de apagado

Localización del equipo: Planta de desintegración catalítica para la producción de gasolina.

#### III.1.1) GENERALIDADES.

Función del equipo.

Reducir la temperatura de los gases y vapores, producto de la desintegración de los gasoleo de vacío que son alimentados al reactor de lecho fluidizado, lo más rápidamente posible para evitar reacciones futuras incontrolables y la recuperación del calor de esta corriente, que es de mucho interés, para la economía de la planta en su conjunto.

Tipo de proceso:

El enfriamiento de los gases y vapores efluentes del reactor es por contacto directo con corrientes líquidas previamente enfriadas.

#### III.1.2) CAPACIDAD Y FLEXIBILIDAD.

Factor de servicio.

El equipo se diseñará para operar 330 días al año, con un factor de servicio de 0.9

### Capacidad.

La capacidad normal y de diseño del equipo será de 1.173,035 m<sup>3</sup> estándar./día.

La capacidad mínima del equipo será de 60 % de la capacidad normal.

### Flexibilidad.

a) Falla de energía eléctrica.

A falla de energía eléctrica la planta no operará procediendo a efectuar un paro ordenado de la planta.

b) Falla de aire de instrumentos.

A falla de aire de instrumentos la planta no operará.

c) Agua de enfriamiento.

A falla de agua de enfriamiento la planta no operará.

d) Vapor.

A falla de vapor de calentamiento la planta no operará.

### Previsión para futuras ampliaciones.

No se prevén aumentos de capacidad por futuras ampliaciones.

### Requerimientos especiales de operación.

Se puede operar con una capacidad mínima del 60%.

III.1.3.) ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION A LA TORRE DE APAGADO.

Componente	% Peso
H <sub>2</sub>	0.04
H <sub>2</sub> S	0.60
Metano	0.87
Etileno	0.48
Etano	0.71
Propileno	3.02
Propano	1.28
Iso-butileno	0.89
N-butileno	3.38
Iso-butano	3.08
N-butano	1.04
Gasolina	41.29 <sup>M</sup>
Nafta Pesada	33.62 <sup>M</sup>
Pesados	9.70 <sup>M</sup>
TOTAL	100.00

La corriente de alimentación a la torre cuenta con un flujo de hidrocarburos de 530,000 lb/hr, de vapor de agua de 9,970 lb/hr y de inertes de 3,390 lb/hr.

Por lo que respecta al aceite crudo, teniendo una TBP de destilación a 760mm Hg se deberán considerar los datos señalados a continuación.

<sup>M</sup> ACEITE CRUDO.

%Destilado	TBP °F	gravedad API
0	105	-
5	230	83.5
10	300	46.7
20	392	39.0
30	458	34.5
40	505	32.0
50	542	30.8
60	585	27.5
70	640	23.5
80	720	20.4
90	880	13.1
100	1090	-

#### III.1.4) ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS PROVENIENTES DE LA TORRE DE APAGADO.

Mediante éste diseño se obtendrá una gasolina con una TBP de corte de 410 °F y una nafta pesada de 817 °F.



### III.1.5) CONDICIONES DE ALIMENTACION A LA TORRE.

Ubicación	Estado físico	Presión man lb/in <sup>2</sup> . Max/Nor/Min	Temperatura °F Max/Nor/Min	Forma de llegada
Planta Tula Hidalgo	Gas	24.4	980	Tubería

### III.1.6) CONDICIONES DE PRODUCTOS PROVENIENTES DE LA TORRE.

Producto	Estado físico	Presión man lb/in <sup>2</sup> . Max/Nor/Min	Temperatura °F Max/Nor/Min	Forma de recibo
Gas apagado	Gas	19.4	100	Tubería
Agua ácida	Líquido	20.4	100	Tubería
Gasolina	Líquido	21.4	Pendiente	Tubería
Nafta Pesada	Líquido	22.4	Pendiente	Tubería
Pesados	Líquido	24.4	Pendiente	Tubería

III.1.7.) CONDICIONES DE LOS CONDENSADOS DE RECIRCULACION A LA TORRE DE APAGADO EN LAS DIFERENTES ZONAS.

Zona	Temperatura °F
Agua	65
Gasolina	150
Nafta Pesada	180
Pesados	285

III.1.8.) SERVICIO AUXILIARES

Agua de enfriamiento.

Fuente de suministro  
Sistema de enfriamiento

Pozo propio.  
Torres de enfriamiento.

CARACTERISTICAS.

-Calor específico=	1 BTU/lb °F
-Presión de entrada en limite de bateria=	50 psig.
-Presión minima de retorno	35 psig.
-Temperatura entrada limite de bateria=	77 F
-Temperatura maxima de retorno	110 °F
-Disponibilidad	La requerida.

- Aceite de enfriamiento.  
 -Fuente de suministro  
 -Sistema de enfriamiento

Generación en la planta.  
 Generación de vapor e  
 intercambio de calor  
 dentro de la planta.

**CARACTERISTICAS.**

- |   |                   |
|---|-------------------|
| -Gravedad API                                     | 10.0 (aproximada) |
| -Temperatura de entrada<br>a zona de enfriamiento | 270 °F.           |
| -Disponibilidad                                   | 1,800,000 lb/hr.  |

**Agua contra incendios.**

- Fuente de suministro  
 Presión en límite de batería  
 Disponibilidad

Agua planta  
 142 psig.  
 La requerida

**Aire de instrumentos.**

- Fuente de suministro

Será generado en la  
 planta mediante un paquete  
 de compresión. Se filtrará y  
 se secará en límites de  
 batería.

La presión del sistema será de 110 psig man.

**Aire de Planta.**

- Fuente de suministro

idem fuente de instrumentos.

### Alimentación de energía eléctrica.

La energía eléctrica será generada por un turbo generador a base de combustible (proveniente de la zona de pesados), como energético de emergencia.

### III.1.9.) CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

#### Precipitación pluvial

Máxima 24 horas 35 mm

#### Viento

-Dirección de los vientos  
dominantes

-Dirección de los vientos  
reinantes

De NE SW.

-Velocidad máxima

234 Km/hr

#### Humedad

Máxima 64.7

Mínima 19.28

#### Atmosférica.

Presión atmosférica 11.3 lb/in<sup>2</sup>.

Atmósfera corrosiva SI.

### III.2.) BALANCE DE MATERIA

En cuanto a la información relacionada con el balance de materia, éste último deberá fundamentarse en el cálculo de la libras/hr correspondiente a los hidrocarburos.

De esta forma, si se tiene en cuenta que se está manejando un flujo de 530,000 lb/hr. para obtener las libras por hora de cada componente y pseudocomponente, se multiplica el porcentaje en peso respectivo por 530,000, dividiéndolo posteriormente entre 100, obteniéndose lo siguiente:

$$m_{lb/hr} = (\% \text{ Peso} \times 530,000) / 100$$

$m_{H_2}$	=0.04	= 530,000/100	= 212
$m_{H_2S}$	=0.60	= 530,000/100	= 3,180
$m_{\text{Metano}}$	=0.87	= 530,000/100	= 4,611
$m_{\text{Etileno}}$	=0.48	= 530,000/100	= 2,544
$m_{\text{Etano}}$	=0.71	= 530,000/100	= 3,763
$m_{\text{Propileno}}$	=3.02	= 530,000/100	= 16,006
$m_{\text{Propano}}$	=1.28	= 530,000/100	= 6,784
$m_{\text{Iso-butileno}}$	=0.89	= 530,000/100	= 4,717
$m_{\text{N-butileno}}$	=3.38	= 530,000/100	= 17,914
$m_{\text{Iso-butano}}$	=3.08	= 530,000/100	= 16,324
$m_{\text{N-butano}}$	=1.04	= 530,000/100	= 5,512
$m_{\text{Gasolina}}$	=41.29	= 530,000/100	=218,837
$m_{\text{Nafta Pesada}}$	=33.82	= 530,000/100	=178,186
$m_{\text{Pesados}}$	=0.70	= 530,000/100	= 51,410

Donde m = masa lb/hr

Para el cálculo de las propiedades físicas de los componentes no identificables (pseudocomponentes), es necesario graficar, la curva TBP vs por ciento de destilación.

Se recomienda, para un cálculo simplificado y muy aproximado, dividir la curva en 10 o 15 pseudocomponentes<sup>(9)</sup> por medio de una integración gráfica; esto es, a una temperatura de corte constante el Área de arriba y abajo de la línea TBP debe de ser igual como lo muestra la figura siguiente:

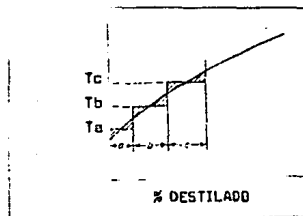


Fig. 3.1 Gráfica TBP 50% vs. % Destilado de cada pseudocomponente.

Obteniéndose de ésta forma, la TBP 50% mediante una realización iterativa, bajando o subiendo en un punto la temperatura, para llegar al número de cortes deseados a lo largo de toda la curva TBP 50%.

En éste procedimiento, a los componentes se les asignan nombres arbitrarios. En éste caso, se nombrarán como pseudocomponentes A,B,C,D,E,F,G,H,I,J, y K. mismos que reciben estos nombres arbitrarios ya que no son componentes puros, sino una variedad de ellos no identificables (pseudocomponentes).

Una vez que las divisiones se han realizado a lo largo de la curva TBP, se toma una media de cada división como se muestra en la tabla 3.1

TABLA 3.1

Pseudocomponente	TBP 50%
a	225
b	350
c	430
d	485
e	528
f	565
g	600
h	650
i	700
j	800
k	1000

Esta situación, se representa por medio de la gráfica 3.1; donde se puede ver que a una TBP de 410 °F que es la temperatura de corte de la gasolina, tiene un porcentaje de vaporización del 22%. Y a una temperatura de 617 °F, que es la temperatura de corte de la nafta pesada que corresponde a un 87% de vaporización.

Por lo tanto :

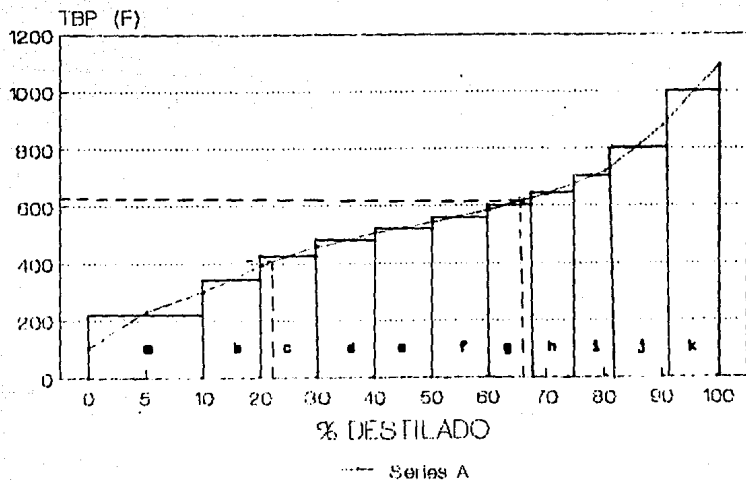
Gasolina= 22% vol

Nafta Pesada= 87-22%=45% vol

Pesados= 100-87%=33%

# GRAFICA 3.1

## CURVA TBP





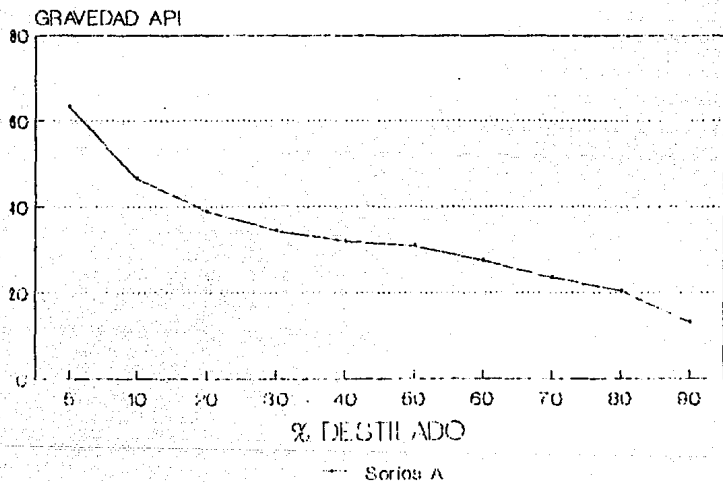
Por otra parte, graficando gravedad API vs % Destilado se puede conocer el valor de  $\rho_{API}$  para cada pseudocomponente a su temperatura de TBP 50%. Como se muestra en la gráfica 3.2

Obteniendo los siguientes valores:

Pseudocomponente	TBP 50% °F	API
a	225	58.5
b	350	42.0
c	430	35.5
d	485	33.0
e	525	31.0
f	565	29.3
g	600	28.5
h	650	23.5
i	700	22.3
j	800	15.8
k	1000	5.0

# GRAFICA 3.2

## API



### III.3.) CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LOS COMPONENTES

En relación al cálculo del Peso Molecular de los Pseudocomponentes, de la gráfica 1 del apéndice A se puede obtener los pesos moleculares de los pseudocomponentes relacionando gravedad API y TBP 50 % de cada uno de los Pseudocomponentes.

Obteniendo los siguientes valores:

Pseudocomponente	TBP 50% D <sub>F</sub>	API	PM
a	225	58.5	102
b	350	42.0	141
c	430	36.5	165
d	485	33.0	192
e	528	31.0	210
f	565	29.3	227
g	600	28.5	242
h	650	23.5	270
i	700	22.3	300
j	800	18.8	353
k	1000	6.0	485

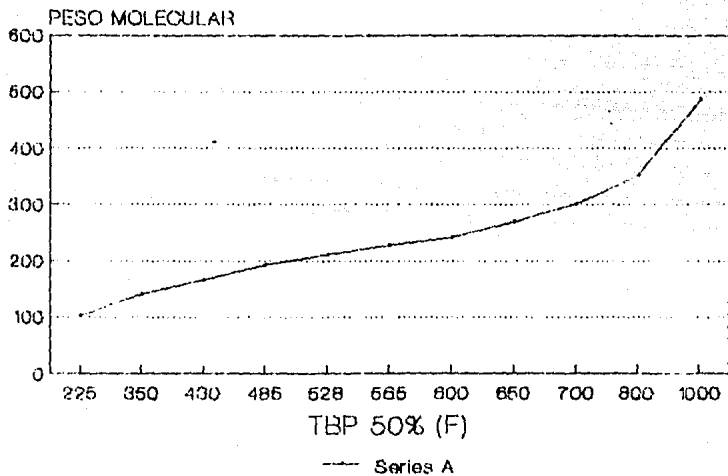
Por otra parte los Pesos Moleculares de componentes identificables se detallan a continuación.

Componente	PM
H <sub>2</sub>	2.00
H <sub>2</sub> S	34.08
Metano	16.04
Etileno	28.05
Etano	30.07
Propileno	42.00
Propano	44.09
Iso-butileno	58.104
N-butano	58.104
Iso-butano	58.12
N-buteno	58.12
Gasolina	122.55 <sup>m</sup>
Nafta Pesada	203.97 <sup>m</sup>
Pesados	343.98 <sup>m</sup>

Ver grafica 3.3 (TBP 50% vs PM)

# GRAFICA 3.3

## PESO MOLECULAR



Igualmente, resulta importante para la situación que nos viene ocupando, señalar, con precisión, los datos más definidos en los siguientes cuadros como son: Cuadro comparativo de componentes; Balance total de entrada; Balance de corte y Producción, como se detallan en las páginas siguientes:

#### CUADRO COMPARATIVO DE COMPONENTES

Componente	% Peso	lb/hr	PM	Moles/hr
H <sub>2</sub>	0.04	212	2.016	105.159
H <sub>2</sub> S	0.60	3180	34.08	93.310
Metano	0.87	4611	16.04	287.459
Etileno	0.48	2544	28.05	90.695
Etano	0.71	3763	30.07	125.141
Propileno	3.02	16008	42.00	381.095
Propano	1.28	6784	44.09	153.887
Iso-butileno	0.89	4717	58.104	81.182
N-butileno	3.38	17914	58.104	308.309
Iso-butano	3.08	16324	58.12	280.867
N-butano	1.04	5512	58.12	94.838
Gasolina	41.29	218837	122.55	1785.700
Nafta Pesada	33.62	178186	203.97	873.600
Pesados	9.70	51410	343.96	149.470

BALANCE TOTAL DE ENTRADA

Hidrocarburos.....	530,000	lb/hr
Agua.....	9,970	lb/hr
Inertes (aire).....	3,390	lb/hr

---

TOTAL 543,360 Lb/hr

BALANCE DE CORTES

Gasolina.....	219,837	lb/hr
Nafta.....	178,186	lb/hr
Pesados.....	51,410	lb/hr

---

TOTAL 448,433 lb/hr

**PRODUCCION**

Componente	% peso	lb/hr	PM	Moles/hr
H <sub>2</sub>	0.04	212	2.018	105.159
H <sub>2</sub> S	0.60	3180	34.08	93.310
Metano	0.87	4611	16.04	287.459
Etileno	0.48	2544	28.08	90.628
Etano	0.71	3753	30.07	125.141
Propileno	3.02	18006	42.00	381.095
Propano	1.28	6784	44.08	153.867
Iso-butileno	0.89	4717	58.104	81.182
N-butileno	3.38	17914	58.104	308.309
Iso-butano	3.08	16324	58.12	280.867
N-butano	1.04	5512	58.12	94.838
Gasolina nova	41.29	218837	122.55	1785.70
Nafta pesada	33.62	178186	203.97	873.60
Pesado	9.70	51410	343.96	149.47
		<hr/>		<hr/>
		530,000.00		4,810.70

Componente	lb/hr	lbmol/hr
Hidrocarburos	530,000	4,810.700
Agua	9,970	553.889
Inertes	3,390	118.897

**MOLES TOTALES 5,481.486**



Ahora bien, se procede a hacer un balance de materia de pseudocomponentes en las zonas de gasolina, nafta pesada y pesados. Este balance se hace considerando que no existen componentes identificables sólo pseudocomponentes, esto nos servirá para darnos una idea aproximada de la cantidad de hidrocarburos que van a condensar en cada zona. Posteriormente por medio de equilibrios, podremos saber la composición de cada componente (identificables, pseudocomponentes y agua) que condensan en cada zona.

### III.4.) BALANCE DE MATERIA DE PSEUDOCOMPONENTES ZONA GASOLINA

Gasolina = 218,837 lb/hr (48.57 °API) \*

48.57 °API = 49.01069 lb/ft<sup>3</sup>

Volúmen total = 218,837 lb/hr \* ft<sup>3</sup> / 49.01069 lb = 4455.087 ft<sup>3</sup>/hr

Pseudocomponente	% en Volúmen de alimentación	% Volúmen gasolina	ft <sup>3</sup> /hr
a	10	45.455	2029.585
b	10	45.455	2029.585
c	2	9.091	405.917
	22	100.00	4455.087

lb/ft <sup>3</sup>	lb/hr	P.M.	lbmol/hr
48.45	94272.68	102	924.24
50.87	103238.10	141	732.19
52.53	21323.58	165	129.23
	218834.30		1785.66

\* ver gráfica 3.2

\*\* ver gráfica 3.1

### III.5.) BALANCE DE MATERIA DE PSEUDOCOMPONENTES ZONA NAFTA PESADA

Nafta Pesada = 178,185 lb/hr (31.285 °API) \*

31.285 °API = 54.21479 lb/ft<sup>3</sup>

Volúmen total = 178,185 lb/hr \* ft<sup>3</sup> / 54.21479 lb = 3286,868 ft<sup>3</sup>/hr

Pseudocomponente	% en Volúmen de alimentación	% Volúmen gasolina	ft <sup>3</sup> /hr
c	8	17.78	584.30
d	10	22.22	730.37
e	10	22.22	730.37
f	10	22.22	730.37
g	7	15.56	511.28
	45	100.00	3286.57

lb/ft <sup>3</sup>	lb/hr	P.M.	lbmol/hr
52.53	30694.19	185	186.03
53.65	39184.07	182	204.06
54.31	39666.34	210	188.89
54.88	40085.89	227	176.59
55.86	28557.25	242	118.01
	178187.50		873.60

\* ver gráfica 3.2

\*\* ver gráfica 3.1

### III.6.) BALANCE DE MATERIA DE PSEUDOCOMPONENTES ZONA PESADOS

Pesados = 51,410 lb/hr (16.23 °API) \*

16.23 °API = 59.740 lb/ft<sup>3</sup>

Volúmen total = 51,410 lb/hr ÷ 59.740 lb = 860.57 ft<sup>3</sup>/hr

Pseudocomponente	**		ft <sup>3</sup> /hr
	% en Volúmen de alimentación	% Volúmen gasolina	
g	1	3.045	26.08
h	7	21.21	182.54
i	8	18.18	156.47
j	10	30.30	260.78
k	9	27.27	234.70
	33	100.00	860.57

lb/ft <sup>3</sup>	lb/hr	P.M.	lbmol/hr
55.86	1456.62	242	6.02
56.94	10393.66	270	38.50
57.38	8978.37	300	29.93
59.51	19518.91	353	43.96
64.18	15064.06	485	31.06
	51411.62		149.47

\* ver gráfica 3.2

\*\* ver gráfica 3.1

### III.7.) CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO

Es necesario conocer las constantes de equilibrio para poder calcular el punto de equilibrio de cada sección, esto es, la temperatura a la cual vamos a obtener los productos condensados en las diferentes zonas.

Primeramente, es necesario el cálculo de  $K_{io}^{(1)}$  para después corregirla por presiones y así obtener el cálculo de la constante de equilibrio (Para pseudocomponentes).

Como se puede observar en la gráfica 2 del apéndice A existen curvas específicas de cada componente identificable y no identificable (pseudocomponente).

Ejemplo del cálculo de  $K_{io}$ :

Supongamos que queremos saber cual es la  $K_{io}$  de un corte de la TBP a 800°F a una temperatura de 290°F.

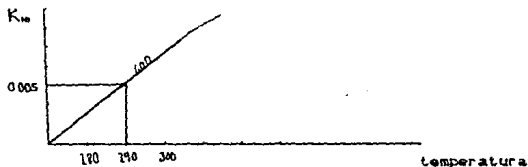


Fig. 3.2 Determinación de  $K_{io}$  para pseudocomponentes.

Por lo tanto la  $K_{io} = 0.005$ , ahora bien, para corregir por presión y obtener la constante de equilibrio a la presión deseada de hidrocarburo, se recurre al gráfica 3 apéndice A uniendo los dos puntos conocidos por medio de una línea recta, pudiéndose así leer la constante de equilibrio a la presión deseada<sup>(2)</sup>, la cual posteriormente, servirá para el cálculo del punto de equilibrio de los productos condensados correspondiente a cada sección.

## CALCULOS PARA OBTENER TEMPERATURAS Y PRESIONES EN LA TORRE

Uno de los objetivos y/o puntos importantes para obtener el diseño de la Torre, consta en calcular las presiones de cada una de las secciones, así como las temperaturas en cada una de las mismas; para este fin, el procedimiento a seguir será el siguiente:

- 1.- Se debe de tomar en cuenta el criterio de caídas de presión a lo largo de la torre, por lo que se tomará una caída de presión de 1 psia en cada zona de corte.
- 2.- Los cálculos se empezarán desde la zona de pesados, terminando éstos en la zona de agua.
- 3.- Cada zona se tratará como un simple flash, conociendo con exactitud qué hidrocarburos siguen en fase vapor, y qué cantidad de los mismos condensan en cada zona.

### III.8.) ZONA DE PESADOS

Del balance de alimentación, se conoce las lbmol/hr de cada componente y pseudocomponente; de ahí, se puede obtener la fracción mol de cada compuesto y con ello, obtener la presión parcial de hidrocarburos. Con una presión total a la entrada de 33.7 Psia, se necesita obtener la presión de hidrocarburos, para posteriormente obtener, mediante el flash, qué cantidad de hidrocarburos condensan en esta zona.

Para el cálculo de la presión de hidrocarburos se recurre a la siguiente ecuación. (8)

$$p_i = y_i P_T \dots \dots \dots 1$$

donde  $p_i$  = es la presión parcial de hidrocarburo,

$y_i$  = composición de hidrocarburos en determinada sección.

$P_T$  = presión total de la sección.

por lo tanto, se cuenta con la siguiente información:

lbmol/hr Hidrocarburos	= 4810.700
lbmol/hr Agua	= 553.889
lbmol/hr Inertes	= 116.867
	<hr/>
	5481.486

para conocer la fracción mol de hidrocarburos en esta zona, se utiliza la ecuación número uno.

$$Y_{\text{HIDROCARBUROS}} = 4810.700 / 5481.486 = 0.8774$$

$$p_i = 0.8778 * 35.7 = 31.3 \text{ Psia}$$

Esta presión de hidrocarburos, va a servir para encontrar las constantes de equilibrio de los componentes identificables y pseudocomponentes.

El flash de esta zona se realizará en la forma siguiente:<sup>(7)</sup>

1.- Se iterará con las temperaturas, hasta obtener la cantidad de condensado deseado en dicha zona.

2.- Las siguientes ecuaciones darán a conocer la cantidad específica de moles de hidrocarburos que condensan en una determinada zona y la cantidad específica de moles que se van en el vapor.

$$V = \sum K_i Z_i / (V + K_i L)$$
$$V_i = K_i / V * (\sum Z_i / (K_i L / V))$$
$$L + V = 1$$

Realizando el cálculo de la temperatura a la cual condensarán en la zona de pesados la cantidad de 149.47 lbmol/hr.

TEMPERATURA EN LA ZONA DE PESADOS

L (lbmol/hr) = 149.47

PH = 31.3

V (lbmol/hr) = 5331.93

L/V = 0.0278

Temperatura = 525 (Iteración)

COMPONENTE	MOLES/HR	Z <sub>F</sub>	K	Z <sub>F</sub> /(K+L/V)
Aire	116.8670	0.0213	180	0.000100
Hz	105.1590	0.0192	155	0.000124
HzS	93.3100	0.0170	30	0.000587
Metano	287.4890	0.0524	96	0.000546
Etileno	90.8950	0.0165	64	0.000258
Etano	125.1410	0.0228	55	0.000415
Propileno	381.0650	0.0695	38	0.001828
Propano	153.8870	0.0281	35	0.000801
Isobutileno	81.1820	0.0148	25	0.000592
n-Butileno	308.3090	0.0582	24.5	0.002293
Isobutano	280.8670	0.0512	27	0.001896
n-Butano	94.8380	0.0173	24	0.000720
a	924.2419	0.1686	8.0	0.021004
b	732.1850	0.1336	2.8	0.047237
c	129.2338	0.0236	1.2	0.019202
c	186.0254	0.0339	1.2	0.027641
d	204.0837	0.0372	0.78	0.048091
e	188.8873	0.0345	0.50	0.065289
f	176.5890	0.0322	0.28	0.104665
g	118.0052	0.0215	0.18	0.103801
g	8.0161	0.0011	0.18	0.005284
h	38.4950	0.0070	0.11	0.050664
i	29.9279	0.0055	0.052	0.068420
j	43.9629	0.0080	0.013	0.196578
k	31.0599	0.0057	0.0001	0.203097
Agua	553.8890	0.1010	27.330	0.003700
	5481.40	1.000		0.972900

$$L/V = (1/(Z_F/(K+L/V))) - 1$$

Si la columna numero 5 cumple con la igualdad antes mencionada, la temperatura iterada será la correcta; para el caso de la zona de pesados, dicha igualdad fue correcta cuando se supuso una temperatura de 525 °F.

$$L/V = 0.0278$$

$$1/(0.9729) - 1 = 0.0278$$

COMPONENTE	Y	LBMOL/HR DE VAPOR	LBMOL/HR DE LIQUIDO
Aire	0.0219	116.8287	0.0403
H <sub>2</sub>	0.0197	105.1201	0.0389
H <sub>2</sub> S	0.0175	93.2059	0.1041
Metano	0.0539	287.3311	0.1379
Etileno	0.0170	90.6384	0.0586
Etano	0.0235	125.0540	0.0870
Propileno	0.0714	360.7440	0.3510
Propano	0.0228	153.7156	0.1514
Isobutileno	0.0152	81.0784	0.1056
n-Butileno	0.0577	307.9010	0.4080
Isobutano	0.0526	280.5247	0.3423
n-Butano	0.0178	94.7103	0.1277
a	0.1727	920.8651	3.3758
b	0.1359	724.8490	7.3360
c	0.0237	126.2836	2.9502
c	0.0341	181.7788	4.2466
d	0.0370	197.0228	7.0608
e	0.0336	178.6043	9.9830
f	0.0301	160.6092	15.9798
g	0.0192	102.1987	15.8065
g	0.0610	5.2128	0.8082
h	0.0558	30.7231	7.7719
i	0.0037	19.4982	10.4287
j	0.0026	14.0051	29.9378
k	0.0000	0.1113	30.9486
Agua	0.1053	552.2209	0.6681
	1.0000	5332.132	149.2720



Por lo tanto las libras mol totales en la corriente gaseosa serán:

lbmol/hr Hidrocarburos =	4002.08
lbmol/hr Agua =	553.2209
lbmol/hr Inertes =	116.8267
	<hr/>
	5332.132

### III.9.) ZONA DE NAFTA

Para la zona de Nafta se realiza el mismo procedimiento, ahora, las libras mol de alimentación serán las libras mol de los vapores salientes de la zona de pesados.

Para el cálculo de la presión de hidrocarburos, se estima una caída de presión de 1.7 psia, esto es:

$$\text{Presión total} = 35.7 - 1.7 = 34.0 \text{ PSIA}$$

$$\text{Fracción mol de hidrocarburos} = 4002.08 / 5332.132 = 0.8743$$

$$\text{Presión de hidrocarburos} = 29.7 \text{ PSIA}$$

### TEMPERATURA EN LA ZONA DE NAFTA PESADA.

$$L \text{ (lbmol/hr)} = 873.80$$

$$P_H = 29.7 \text{ PSIA}$$

$$V \text{ (lbmol/hr)} = 4498.54$$

$$L/V = 0.1960$$

$$\text{Temperatura} = 400 \text{ (iteración)}$$

COMPONENTE	MOLES/HR	Z <sub>f</sub>	K	Z <sub>f</sub> /(K+L/V)
Aire	116.8267	0.0219	220.00	0.0001
H <sub>2</sub>	105.1201	0.0197	240.00	8.20E-05
H <sub>2</sub> S	93.2039	0.0175	26.00	0.000668
Metano	287.3311	0.0539	120.00	0.000448
Etileno	90.6384	0.0170	68.00	0.000249
Etano	125.0540	0.0295	54.00	0.000434
Propileno	380.7440	0.0714	32.00	0.002218
Propano	153.7156	0.0288	30.00	0.000954
Isobutileno	81.0764	0.0152	19.00	0.000792
n-Butileno	307.9010	0.0577	18.00	0.003171
Isobutano	280.5247	0.0526	20.00	0.002604
n-Butano	94.7103	0.0178	17.00	0.001035
a	920.8861	0.1727	3.30	0.049399
b	724.8490	0.1359	0.93	0.120693
c	126.2838	0.0237	0.30	0.047762
c	181.7788	0.0341	0.30	0.068750
d	197.0228	0.0370	0.11	0.120915
e	178.9043	0.0336	0.086	0.119149
f	160.6092	0.0301	0.040	0.127542
g	102.1987	0.0192	0.018	0.069720
g	5.2128	0.0010	0.018	0.004673
h	30.7231	0.0058	0.0105	0.028087
i	19.4982	0.0037	0.0030	0.018593
j	14.0051	0.0026	0.0003	0.013245
k	0.1113	0.0000	0.0001	0.000000
Agua	553.2209	0.1038	5.8529	0.01470
	5332.132	1.0000		0.8360

$$L/V = 1/(Z_f/(K+L/V)) - 1$$

Si la columna número 5, cumple con la igualdad antes mencionada, la temperatura iterada será la correcta; para el caso de la zona de nafta pesada, dicha igualdad fue correcta cuando se supuso una temperatura de 400 °F.

L/V = 0.1980

1/(0.8350)-1 = 0.1981

COMPONENTE	Y	LBMOL/HR DE VAPOR	LBMOL/HR DE LIQUIDO
Aire	0.0282	116.6288	0.1979
H <sub>2</sub>	0.0235	104.9204	0.1907
H <sub>2</sub> S	0.0208	92.5816	0.6243
Metano	0.0544	285.8325	0.4985
Etileno	0.0203	90.3540	0.2844
Etano	0.0280	124.8081	0.2459
Propileno	0.0849	378.2536	2.4804
Propano	0.0342	152.5150	1.2008
Isobutileno	0.0180	80.1927	0.8837
n-Butileno	0.0583	304.2431	3.6579
Isobutano	0.0623	277.6507	2.8740
n-Butano	0.0210	93.7972	0.9131
a	0.1950	858.9288	51.9393
b	0.1343	598.2908	126.5582
c	0.0171	78.4078	49.8781
c	0.0247	109.9366	71.8422
d	0.0159	70.8959	126.1269
e	0.0123	54.6181	124.2862
f	0.0061	27.1834	133.4158
g	0.0019	8.8081	93.5906
g	0.0001	0.4483	4.7545
h	0.0004	1.5720	29.1511
i	0.0001	0.2973	19.2009
j	0.0000	0.0211	13.9839
k	0.0000	0.0000	0.1113
Agua	0.1207	537.8965	15.3244
	1.0000	4457.9000	874.2318

Por lo tanto las libras mol totales en la corriente gaseosa serán:

lbmol/hr Hidrocarburos = 3803.375

lbmol/hr Agua = 537.8005

lbmol/hr Inertes = 116.8288

---

4457.9000

### III.10.) ZONA DE GASOLINA

Para la zona de Gasolina, se realiza el mismo procedimiento, ahora las libras mol de alimentación serán las libras mol de los vapores salientes de la zona de nafta.

Para el cálculo de la presión de hidrocarburos, se estima una caída de presión de 1 psia, esto es:

$$\text{Presión total} = 34.0 - 1.0 = 33.0 \text{ PSIA}$$

$$\text{Fracción mol de hidrocarburos} = 3803.375 / 4457.90 = 0.8532$$

$$\text{Presión de hidrocarburos} = 28.16 \text{ PSIA}$$

TEMPERATURA EN LA ZONA DE GASOLINA

L (lbmol/hr) = 1785.651

PN = 28.16

V (lbmol/hr) = 2672.24

L/V = 0.6682

Temperatura = 220 (iteración)

COMPONENTE	MOLES/HR	Z <sub>F</sub>	K	Z <sub>F</sub> /(K+L/V)
Aire	116.8288	0.0252	270.00	0.0001
H <sub>2</sub>	104.9204	0.0235	340.00	6.91E-05
H <sub>2</sub> S	92.5816	0.0208	15.50	0.001284
Metano	286.8325	0.0644	120.00	0.000534
Etileno	90.3540	0.0203	48.00	0.000416
Etano	124.8081	0.0280	36.00	0.000764
Propileno	378.2636	0.0849	17.00	0.004803
Propano	152.5150	0.0342	15.00	0.002184
Isobutileno	80.1927	0.0180	7.40	0.002230
n-Butileno	304.2431	0.0663	6.50	0.009528
Isobutano	277.6507	0.0623	7.20	0.007916
n-Butano	93.7972	0.0210	6.00	0.003158
a	868.9268	0.1950	0.56	0.158769
b	598.2908	0.1343	0.056	0.185446
c	76.4075	0.0171	0.010	0.025272
c	109.9366	0.0247	0.010	0.036363
d	70.8959	0.0159	0.003	0.023664
e	54.6181	0.0123	0.001	0.018308
f	27.1934	0.0061	1 E-05	0.009129
g	8.6081	0.0019	1 E-05	0.002890
g	0.4483	0.0001	1 E-05	0.000150
h	1.5720	0.0004	1 E-05	0.000528
i	0.2973	0.0001	1 E-05	9.98E-05
j	0.0212	0.0000	1 E-05	7.11E-06
k	0.0000	0.0000	1 E-05	0.000000
Agua	537.8965	0.1207	0.4725	0.103800
	4457.9000	1.0000		0.599400

$$L/V = 1/(Z_F/(CK+L/V)) - 1$$

Si la columna número 5, cumple con la igualdad antes mencionada, la temperatura iterada será la correcta; para el caso de la zona de gasolina, dicha igualdad fue correcta cuando se supuso una temperatura de 220 °F.

$$L/V = 0.6682$$

$$(1/(0.5994)) - 1 = 0.6683$$

COMPONENTE	Y	LBMOL/HR DE VAPOR	LBMOL/HR DE LIQUIDO
Aire	0.0438	118.5138	0.1152
H <sub>2</sub>	0.0392	104.7191	0.2013
H <sub>2</sub> S	0.0332	88.7592	3.8224
Metano	0.1068	285.5111	1.3214
Etileno	0.0333	89.1173	1.2357
Etano	0.0459	122.5389	2.2692
Propileno	0.1362	363.9734	14.2902
Propano	0.0546	146.0169	6.4981
Isobutileno	0.0275	73.5544	6.8384
n-Butileno	0.1033	276.1040	28.1391
Isobutano	0.0951	254.0822	23.5685
n-Butano	0.0316	84.4017	9.3955
a	0.1493	398.3714	472.5554
b	0.0173	46.2972	551.9936
c	0.0004	1.1267	75.2608
c	0.0006	1.6211	108.3155
d	0.0001	0.3189	70.5790
e	0.0000	0.0816	54.5365
f	0.0000	0.0004	27.1930
g	0.0000	0.0001	8.6080
g	0.0000	0.0000	0.4483
h	0.0000	0.0000	1.5720
i	0.0000	0.0000	0.2973
j	0.0000	0.0000	0.0212
k	0.0000	0.0000	0.0000
Agua	0.0834	222.8165	315.0799
	1.0000	2673.9240	1783.9760



Por lo tanto, las libras mol totales en la corriente gaseosa serán:

lbmol/hr Hidrocarburos = 2334.894

lbmol/hr Agua = 222.8166

lbmol/hr Inertes = 116.5136

---

2673.2240

### III.11.) ZONA DE AGUA

Para la zona de Agua, se se realiza el mismo procedimiento; ahora las libras mol de alimentación serán las libras mol de los vapores salientes de la zona de gasolina.

Para el cálculo de la presión de hidrocarburos, se estima una caída de presión de 1 psia, esto es:

$$\text{Presión total} = 33.0 - 1 = 32.0$$

$$\text{Fracción mol de hidrocarburos} = 2934.994 / 2673.924 = 0.8731$$

$$\text{Presión de hidrocarburos} = 27.94$$

### TEMPERATURA EN LA ZONA DE AGUA

$$L \text{ (lbmol/hr)} = 738.30$$

$$P_H = 27.94$$

$$V \text{ (lbmol/hr)} = 1937.63$$

$$L/V = 0.3800 \text{ * (iteración)}$$

$$\text{Temperatura} = 100 \text{ }^\circ\text{F (Condición de diseño)}$$

\* En éste caso la iteración se va a realizar mediante suposiciones de L/V ya que no sabemos qué cantidad de condensado obtendremos en esa zona.

COMPONENTE	MOLES/HR	Z <sub>f</sub>	K	Z <sub>f</sub> /(K+L/V)
Aire	116.5136	0.0436	330.00	0.0001
H <sub>2</sub>	104.7191	0.0392	430.00	9.11E-05
H <sub>2</sub> S	88.7592	0.0332	8.60	0.003697
Metano	285.5111	0.1088	98.00	0.001108
Etileno	89.1173	0.0333	27.00	0.001216
Etano	122.5389	0.0459	18.50	0.002431
Propileno	363.9734	0.1362	6.60	0.019513
Propano	146.0169	0.0546	5.50	0.006286
Isobutileno	73.5543	0.0275	2.10	0.011089
n-Butileno	276.1040	0.1033	1.90	0.043307
Isobutano	254.0822	0.0951	2.40	0.034209
n-Butano	84.4017	0.0316	1.70	0.015192
a	396.3714	0.1483	0.07	0.329536
b	46.2972	0.0173	0.002	0.043288
c	1.1287	0.0004	0.0004	0.001052
c	1.6211	0.0006	0.0004	0.001577
d	0.3169	0.0001	0.0000	0.000263
e	0.0816	0.0000	0.0000	0.000000
f	0.0004	0.0000	0.0000	0.000000
g	0.0001	0.0000	0.0000	0.000000
g	0.0000	0.0000	0.0000	0.000000
h	0.0000	0.0000	0.0000	0.000000
i	0.0000	0.0000	0.0000	0.000000
j	0.0000	0.0000	0.0000	0.000000
k	0.0000	0.0000	0.0000	0.000000
Agua	222.8166	0.0834	0.0297	0.203600
	2573.920	1.0000		0.724500

$$L/V = 1/(Z_f/(K+L/V)) - 1$$

Si la columna número 5, cumple con la igualdad antes mencionada, la L/V iterada será la correcta; para el caso de la zona de agua, dicha igualdad fue correcta cuando se supuso una  $L/V = 0.3801$

$$(1/(0.7245)) - 1 = 0.3801$$

COMPONENTE	Y	LBMOL/HR DE VAPOR	LBMOL/HR DE LIQUIDO
Aire	0.0801	116.4601	0.0535
H <sub>2</sub>	0.0541	104.7191	0.0182
H <sub>2</sub> S	0.0439	85.0258	3.7334
Metano	0.1468	284.4763	1.0348
Etileno	0.0453	87.8143	1.3030
Etano	0.0821	120.2743	2.2648
Propileno	0.1777	344.3944	19.5760
Propano	0.0705	138.5742	9.4427
Isobutileno	0.0321	62.2717	11.2826
n-Butileno	0.1188	230.2023	45.9017
Isobutano	0.1133	219.5520	34.5302
n-Butano	0.0358	69.2202	15.3389
a	0.0318	61.6903	334.8811
b	0.0001	0.2422	46.0550
c	0.0000	0.0011	1.1256
c	0.0000	0.0017	1.6194
d	0.0000	0.0000	0.3169
e	0.0000	0.0000	0.0816
f	0.0000	0.0000	0.0004
g	0.0000	0.0000	0.0001
g	0.0000	0.0000	0.0000
h	0.0000	0.0000	0.0000
i	0.0000	0.0000	0.0000
j	0.0000	0.0000	0.0000
k	0.0000	0.0000	0.0000
Agua	0.0083	16.1577	206.8489
	<hr/> 1.000	<hr/> 1938.950	<hr/> 734.9742

Por lo tanto, las libras mol totales en la corriente gaseosa serán:

lbmol/hr Hidrocarburos = 1906.3222

lbmol/hr Agua = 18.1677

lbmol/hr Inertes = 116.4801

---

1938.9700

TABLA 3.2

SECCION	Pt PSIA	Ph PSIA	TFLASH ° F
ENTRADA PESADOS	35.7	31.30	960
SALIDA PESADOS	34.0	29.70	525
ENTRADA NAFTA PESADA	34.0	29.70	525
SALIDA NAFTA PESADA	33.0	28.18	400
ENTRADA GASOLINA	33.0	28.18	400
SALIDA GASOLINA	32.0	27.94	220
ENTRADA AGUA	32.0	27.94	220
SALIDA AGUA	31.0	28.88	100

### III.12.) BALANCE DE CALOR

#### Metodología para el Balance de Calor en las diferentes Zonas.

Una vez realizado el balance de materia y determinando las temperaturas en cada una de las diferentes zonas, se procederá a realizar el balance de calor en cada una de ellas. El calor calculado, va a estar determinado, por la cantidad de compuestos identificables y pseudocomponentes que condensan o que siguen en la corriente gaseosa de su respectiva zona.

Para realizar el balance de calor, es indispensable contar con la siguiente información:

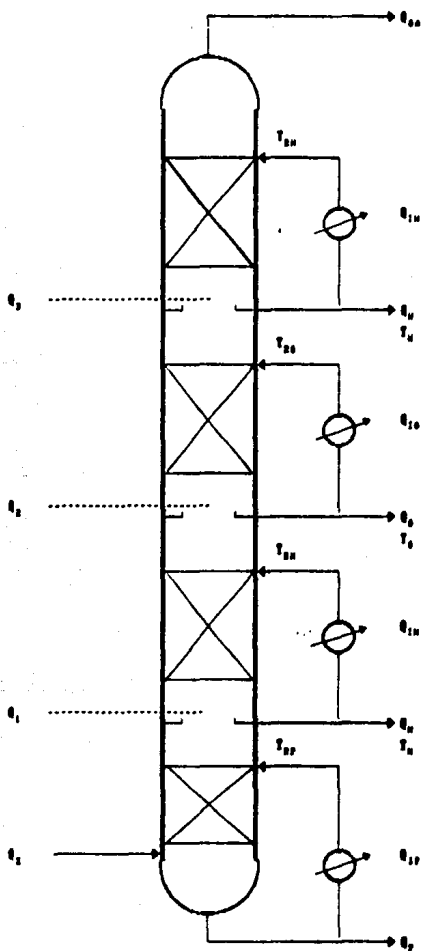
1.-Para los componentes identificables contar con los  $C_p$  de cada uno de ellos. <sup>(7)</sup>

2.-Para los pseudocomponentes, recurrir a la gráfica 4 del apéndice A; para obtener las entalpías de los mismos, una vez conociendo su gravedad API.

3.-Recurrir al balance de materia (cálculo de la temperatura en cada zona) para conocer con exactitud las libras mol del vapor y condensado así como los compuestos existentes en cada zona.

El balance de calor para la torre de apagado se realizará por zona. Como lo muestra la figura 3.3

FIGURA 3.3  
BALANCE DE CALOR DE LA TORRE DE APAGADO





La nomenclatura utilizada para el balance de calor será:

$Q_E$  = Calor de la corriente gaseosa de alimentación a la torre de apagado (incluye todos los componentes identificables, pseudocomponentes (A-K), aire, vapor de agua).

$Q_P$  = Calor del condensado en la zona de pesados.

$Q_{IP}$  = Calor intercambiado en la zona de pesados.

$Q_1$  = Calor de la corriente gaseosa a la salida de la zona de pesados.

$Q_N$  = Calor del condensado en la zona de nafta pesada.

$Q_{IN}$  = Calor intercambiado en la zona de nafta pesada.

$Q_2$  = Calor de la corriente gaseosa a la salida de la zona de nafta pesada.

$Q_G$  = Calor del condensado en la zona de gasolina.

$Q_{IG}$  = Calor intercambiado en la zona de gasolina.

$Q_3$  = Calor de la corriente gaseosa a la salida de la zona de gasolina.

$Q_W$  = Calor del condensado en la zona de agua.

$Q_{IW}$  = Calor intercambiado en la zona de agua.

$Q_{GA}$  = Calor de la corriente gaseosa a la salida de la sección de agua.

### III.13.) BALANCE DE CALOR EN LA ZONA DE PESADOS

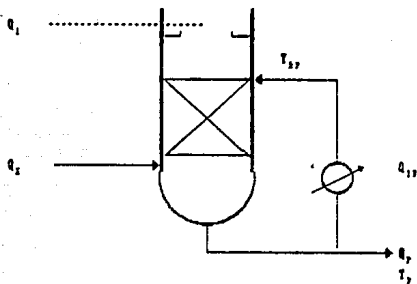


FIGURA 3.4. ZONA DE PESADOS

BALANCE GLOBAL DE CALOR

$$Q_{122} = Q_x$$

$$Q_{022} = Q_y + Q_1$$

$$\Delta Q'_{22} = (Q_y + Q_0)_{22}$$

BALANCE DE CALOR PARA EL CONDENSADO DE LA ZONA DE PESADOS

$$Q_{122} = \Delta Q'_{22}$$

$$Q'_{22} = (h_{T22} - h_{T22})$$

$$L_{22} = Q_{122} / Q'_{22}$$

TABLE 3.3

ENTALPIA DE LOS GASES IDENTIFICABLES  
EN LA ZONA DE PESADOS A 960°F

COMPONENTE	Cp				GASTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp=A+Bt+Ct <sup>2</sup> +Dt <sup>3</sup>			T(°K)		
	A	B	C			
AGUA	7.781	4.595E-4	2.521E-6	-0.759E-9	553.89	4732892.58
HIDROGENO	6.483	2.215E-3	-3.298E-6	1.816E-9	185.16	689888.13
ACIDO SULFIDRICO	7.629	3.431E-4	3.698E-6	-2.818E-9	92.31	891848.63
METANO	4.398	1.245E-2	2.648E-5	-2.788E-9	287.47	3966497.75
ETILENO	0.909	3.748E-2	-1.994E-5	4.192E-9	98.78	1688129.88
ETANO	1.292	6.256E-2	-3.079E-5	2.681E-9	105.11	2267507.77
PROPILENO	0.886	5.682E-2	-2.771E-5	5.166E-9	381.18	18737982.88
PROPANO	-1.009	7.319E-2	3.789E-5	7.678E-9	153.87	11994159.88
ISOBUTILENO	3.834	6.698E-2	-2.687E-5	2.173E-9	81.18	3126942.88
N-BUTILENO	4.375	6.123E-2	-1.675E-5	2.147E-9	288.31	12287219.88
ISOBUTANO	-8.332	9.189E-2	-4.489E-5	6.915E-9	288.87	12537793.88
N-BUTANO	2.226	7.913E-2	-2.647E-5	-8.647E-9	94.84	4213485.88
BTX	6.713	8.847E-2	0.115E-5	-8.478E-9	116.98	828888.69
						78766298.88

NOTA.- Cp (BTU/LBMOL ° F)

TABLA 3.4

ENTALPIA DE ENTRADA DE PSEUDOCOMPONENTES FASE VAPOR

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	PEQUE (LB/HR)	ENTALPIA (BTU/HR)
A	960	800	94272.67	75418136.80
B	960	760	183238.09	88525718.80
C	960	770	32817.77	48853482.90
D	960	765	29184.87	29975813.95
E	960	760	39466.37	28146418.80
F	960	758	48885.78	38384968.68
G	960	755	38813.83	23668879.48
H	960	750	10392.65	7795237.58
I	960	748	8978.37	6724799.13
J	960	735	19518.93	11486291.98
K	960	730	13864.85	18996736.58
				34688278.18

Sumando las entalpias de los gases identificables y pseudocomponentes en fase vapor a 960 °F obtenemos la entalpia de entrada  $Q_1$ .

$$Q_1 = 78764388 + 34688278.18 = 113452666.18 \text{ BTU/HR}$$

TABLA 3.5

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE VAPORES A 525 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	OCOS (LB/HR)	ENTALPIA (BTU/HR)
A	525	475	93920.34	44615963.00
B	525	478	182283.78	88025743.00
C	525	468	50030.38	23381936.00
D	525	455	37820.38	17211912.00
E	525	454	37569.98	17056736.00
F	525	453	36450.29	16519605.00
G	525	450	25992.58	11697112.00
H	525	449	8295.24	3724561.00
I	525	445	5849.46	2603810.00
J	525	438	4943.88	2125834.00
K	525	425	53.98	22941.71
				106996721.0

TABLA 3.6

ENTALPIA DE LOS GASES IDENTIFICABLES  
EN LA ZONA DE PESADOS A 525 °F

COMPONENTE	Cp				GASTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp = a + bT + cT <sup>2</sup> + dT <sup>3</sup>			T (°F)		
	A	B	C			
ANHA	7.781	4.595E-4	2.521E-6	-8.659E-9	551.2289	2286416.00
HIDROGENO	6.483	2.215E-3	-3.298E-6	1.816E-9	185.1281	363889.00
ACIDO SULFURICO	7.629	2.431E-4	3.698E-6	-2.818E-9	91.2889	419886.00
METANO	4.598	1.243E-2	2.868E-6	-2.788E-9	287.9311	1674338.00
ETILENO	8.989	2.748E-2	-1.594E-5	4.192E-9	98.6984	718732.37
ETANO	1.252	4.254E-2	-1.657E-5	2.081E-9	125.8848	1229884.97
PROPILENO	8.886	3.682E-2	-2.771E-5	5.266E-9	208.7448	4513948.88
PROPANO	-1.889	7.315E-2	3.789E-5	7.678E-9	193.7154	3989148.88
ISOBUTILENO	2.834	6.698E-2	-2.687E-5	2.172E-9	81.8764	1819948.88
N-BUTILENO	4.373	6.128E-2	-1.675E-5	2.147E-9	187.9888	3889876.38
ISOBUTANO	-8.232	9.189E-2	-4.487E-5	6.915E-9	188.5847	3236888.88
N-BUTANO	2.224	7.912E-2	-2.647E-5	-8.647E-9	94.7182	1677648.88
ANHE	6.713	8.847E-2	8.115E-5	-8.478E-9	116.8267	416768.18
						1964888.88

NOTA.- Cp (BTU/LBMOL-°F)

ENTALPIA DEL GAS A 525 °F

$$Q_1 = 18496711.00 + 28864882.00 + 21884833.00 \text{ BTU/HR}$$

TABLA 3.7

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE LIQUIDA A 525 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	OCIO (LB/HR)	ENTALPIA (BTU/HR)
A	525	395	344.33	136011.00
B	525	375	1834.37	387891.00
C	525	365	1187.47	439487.30
D	525	360	1355.69	680849.00
E	525	359	2096.43	752619.00
F	525	355	3627.42	1267732.00
G	525	350	4628.27	1487896.00
H	525	349	2898.41	732346.10
I	525	345	3128.91	1879474.30
J	525	335	18375.18	3542668.00
K	525	328	15818.87	6803223.00
				15858327.00

TABLA 3.8

ENTALPIA DE IDENTIFICABLES EN LA ZONA  
DE PESADOS A 325°F (FASE LIQUIDA)

COMPONENTE	Cp				GOSTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp = A + B/T + C/T <sup>2</sup> + D/T <sup>3</sup>			T (°F)		
	A	B	C			
AGUA	7.761	4.595E-4	2.321E-6	-8.859E-9	0.6681	2821.34
NITROGENO	6.483	2.215E-4	-3.299E-6	1.816E-9	0.8089	194.33
ACIDO SULFURICO	7.629	3.421E-4	5.898E-6	-2.818E-9	0.1279	467.90
METANO	4.398	1.245E-2	2.268E-4	-2.782E-9	0.8844	882.90
ETILENO	8.989	2.748E-2	-1.994E-5	4.192E-9	0.8878	448.82
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.657E-5	2.881E-9	0.2518	855.20
PROPILENO	8.886	5.682E-2	-2.771E-5	3.264E-9	0.1314	4169.78
PROPANO	-1.889	7.215E-2	3.789E-5	7.672E-9	0.1854	2878.24
ISOBUTILENO	3.824	6.698E-2	-2.687E-5	2.172E-9	0.8888	1719.28
N-BUTILENO	4.875	6.123E-2	-1.673E-5	2.147E-9	0.3423	6478.48
ISOBUTANO	-8.222	9.189E-2	-4.889E-5	6.913E-9	0.1277	6398.25
N-BUTANO	2.226	7.912E-2	-2.647E-5	-8.447E-9	0.1928	2261.75
AIRE	6.713	8.847E-2	8.119E-5	-8.478E-9	0.8483	143.76
						28844.53

NOTA - Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL CONDENSADO A 325 °F

$$Q_2 = 1288827.88 + 28844.53 = 1317672.41 \text{ BTU/HR}$$



### III.14.) BALANCE DE CALOR EN LA ZONA DE NAFTA PESADA

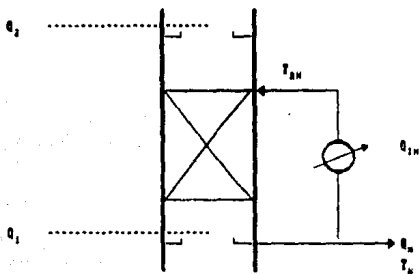


FIGURA 3.3. ZONA DE NAFTA PESADA

#### BALANCE GLOBAL DE CALOR

$$Q_{12N} = Q_1$$

$$Q_{02N} = Q_2 + Q_N$$

$$\Delta Q'_{2N} = (Q_1 + Q_0)_{2N}$$

#### BALANCE DE CALOR PARA EL CONDENSADO DE LA ZONA DE NAFTA PESADA

$$Q_{1N} = \Delta Q'_{2N}$$

$$q'_{2N} = (h_{2N} - h_{T2N})$$

$$L_{2N} = Q_{1N} / q'_{2N}$$

TABLE 3.9

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE VAPORES A 488 F °

COMPONENTE	TEMPERATURA (F)	ENTALPIA (BTU/LB)	ENTALPIA (BTU/LB)	ENTALPIA (BTU/LB)
A	488	438	87618.53	36796424.00
B	488	485	84259.00	34165396.00
C	488	396	38746.79	12237224.00
D	488	393	12613.01	5376700.00
E	488	396	11469.00	4473222.00
F	488	387	6172.90	2388918.00
G	488	388	2191.63	828856.50
H	488	373	484.44	199165.00
I	488	378	89.19	33888.30
J	488	343	7.47	2788.94
K	488	348	0.00	0.00
				94463645.00

TABLA 3.18

ENTALPIA DE LOS GASES IDENTIFICABLES  
EN LA ZONA DE NAFTA A 400°F

COMPONENTE	Cp Cp=A+B/T+C/T <sup>2</sup> +D/T <sup>3</sup>				GOSTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	T(°K)					
	A	B	C	D		
AGUA	7.781	4.595E-4	2.321E-6	-0.859E-9	537.8965	1669035.62
NITROGENO	6.482	2.215E-3	-3.298E-6	1.816E-9	184.9284	269749.68
ACIDO SULFURICO	7.629	3.431E-4	5.898E-6	-2.818E-9	92.3816	988825.69
METANO	4.598	1.245E-2	2.818E-6	-2.783E-9	286.8325	1158537.63
ETILENO	8.989	3.748E-2	-1.994E-5	4.192E-9	98.3588	487989.96
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.697E-5	2.881E-9	124.8881	829187.32
PROPILENO	8.886	3.682E-2	-2.771E-5	3.264E-9	378.2636	3846967.98
PROPANO	-1.889	7.315E-2	3.789E-5	7.678E-9	152.5158	2429221.25
ISOBUTILENO	3.884	6.698E-2	-2.687E-5	2.172E-9	88.1927	888484.57
N-BUTILENO	4.375	6.123E-2	-1.675E-5	2.147E-9	384.2431	3361572.75
ISOBUTANO	-0.332	9.189E-2	-4.889E-5	6.915E-9	277.6587	3498743.75
N-BUTANO	2.226	7.912E-2	-2.647E-5	-8.647E-9	93.7972	1171481.63
ATEX	6.713	8.847E-2	8.112E-5	-8.678E-9	116.6288	388771.83
						19418588.88

NOTA - Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL GAS A 400 °F

$$Q_2 = 9446565.00 + 19418588.88 = 115876153.88 \text{ BTU/HR}$$

TABLA 3.11

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE LIQUIDA A 400 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	ENTALPIA (KJ/KG)	PSEUDOCOMPONENTE
A	400	300	3297.00	1631725.00
B	400	290	17044.71	5174950.00
C	400	285	20003.52	5723007.00
D	400	280	24216.76	6700003.00
E	400	275	26100.10	7201920.00
F	400	270	30005.79	8320401.00
G	400	270	23001.92	6497920.00
H	400	270	7070.79	2125115.00
I	400	265	9760.27	1526472.00
J	400	260	4936.32	1003400.00
K	400	250	33.90	10490.10
				46367927.00

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

TABLA 3.12

ENTALPIA DE IDENTIFICABLES EN LA ZONA DE NAFTA A 400°F (FASE LIQUIDA)

COMPONENTE	Cp				GASTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr	
	Cp=A+BT+Ct <sup>2</sup> +Dt <sup>3</sup>						T(°F)
	A	B	C	D			
AGUA	7.781	4.595E-4	2.521E-6	-8.859E-9	19.3244	47279.61	
HIDROGENO	6.483	2.215E-3	-3.298E-6	1.816E-9	8.1997	519.42	
ACIDO SULFIDRICO	7.629	3.431E-4	5.878E-6	-2.818E-9	8.6243	2828.54	
METANO	4.598	1.245E-2	2.848E-6	-2.783E-9	8.4984	1999.97	
ETILENO	8.989	3.748E-3	-1.994E-5	4.192E-9	8.2844	1534.88	
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.657E-5	2.881E-9	8.2459	1679.53	
PROPILENO	8.886	5.682E-2	-2.771E-5	5.266E-9	2.4884	19979.97	
PROPANO	-1.889	7.315E-2	3.789E-5	7.678E-9	1.2886	19178.89	
ISOBUTILENO	3.834	6.698E-2	-2.687E-5	2.173E-9	8.8837	9798.83	
N-BUTILENO	4.375	6.123E-2	-1.675E-5	2.147E-9	2.6579	48416.82	
ISOBUTANO	-8.332	9.189E-2	-4.489E-5	6.915E-9	2.8748	14213.96	
N-BUTANO	2.226	7.912E-2	-2.647E-5	-8.647E-9	8.9131	11484.17	
AIRE	6.713	8.847E-2	8.115E-5	-8.478E-9	8.1979	528.54	
						192588.71	

NOTA.- Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL CONDENSADO A 400 °F

$$Q_c = 46367937.88 + 1192588.72 = 46548252.72 \text{ BTU/HR}$$

### III.15.) BALANCE DE CALOR EN LA ZONA DE GASOLINA

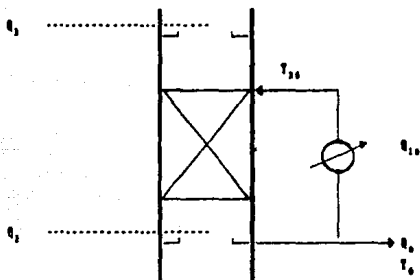


FIGURA 3.6. ZONA DE GASOLINA

BALANCE GLOBAL DE CALOR

$$Q_{200} = Q_2$$

$$Q_{020} = Q_3 + Q_4$$

$$\frac{Q_{020}}{\Delta Q'_{20}} = (Q_1 + Q_2)_{20}$$

BALANCE DE CALOR PARA EL CONDENSADO DE LA ZONA DE GASOLINA

$$Q_{10} = \Delta Q'_{20}$$

$$Q'_{20} = (h_{20} - h_{200})$$

$$L_{20} = Q_{10} / Q'_{20}$$

TABLA 3.13

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
 FASE VAPORES A 220 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	ENTALPIA (KJ/KG)	ENTALPIA (BTU/LB)
A	220	370	40429.00	13341061.00
B	220	310	4527.905	2075074.00
C	220	310	453.307	140350.00
D	220	305	60.0440	10557.67
E	220	200	17.136	5140.00
F	220	250	0.05	27.05
G	220	295	0.02	7.14
H	220	290	0.00	0.00
I	220	206	0.00	0.00
J	220	275	0.00	0.00
K	220	270	0.00	0.00
				15502010.00

TABLA 3.14

ENTALPIA DE LOS GASES IDENTIFICABLES  
EN LA ZONA DE GASOLINA A 220°F

COMPONENTE	Cp				GASTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp = A + BwT + CwT <sup>2</sup> + DwT <sup>3</sup>			T (°F)		
	A	B	C			
AGUA	7.701	4.595E-4	2.521E-6	-8.859E-9	222.8164	342964.13
HIDROGENO	6.403	2.215E-3	-3.290E-6	1.816E-9	104.7191	136763.79
ACIDO SULFURICO	7.629	3.431E-4	3.890E-6	-2.810E-9	20.7392	140944.70
METANO	4.538	1.245E-2	2.868E-6	-2.783E-9	205.5111	513104.87
ETILENO	8.909	3.740E-2	-1.594E-5	4.192E-9	89.1173	287919.40
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.637E-5	3.881E-9	122.5309	347837.44
PROPILENO	0.816	5.683E-2	-2.771E-5	5.266E-9	363.9734	12567234.25
PROPANO	-1.009	7.213E-2	3.789E-5	7.678E-9	146.8219	809744.37
ISOBUTILENO	3.834	6.698E-2	-2.687E-5	2.172E-9	73.9542	352864.82
N-BUTILENO	4.375	6.122E-2	-1.675E-5	3.147E-9	276.1000	1200053.63
ISOBUTANO	-0.322	9.187E-2	-4.489E-5	6.913E-9	254.0822	1238399.50
N-BUTANO	2.226	7.913E-2	-2.647E-5	-8.647E-9	84.4817	649461.70
AIRE	6.713	8.847E-2	8.113E-5	-8.470E-9	116.5126	132954.83
						7487764.00

NOTA.- Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL GAS A 220 °F.

$$Q_p = 1554200.00 + 7487764.00 = 19041764.00 \text{ BTU/hr}$$



TABLA 3.15

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE LIQUIDA A 220 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	OSTIO (LBS/HR)	ENTALPIA (BTU/HR)
A	220	190	40200.65	9130124.00
B	220	100	77031.10	14009230.00
C	220	170	30370.39	3392223.00
D	220	175	13531.17	2371454.00
E	220	174	11452.66	1992764.00
F	220	173	6172.01	1067096.00
G	220	170	2191.62	372576.20
H	220	160	424.44	71300.92
I	220	165	89.19	14716.25
J	220	160	7.00	1197.20
K	220	155	0.00	0.00
				34562077.95

TABLE 3.16

ENTALPIA DE IDENTIFICABLES EN LA ZONA DE GASOLINA 220°F (FASE LIQUIDA).

COMPONENTE	Cp				GASTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp = a + bT + cT <sup>2</sup> + dT <sup>3</sup>			T (°F)		
	a	b	c			
AGUA	1.000	0.00000	0.00000	0.00000	313.0799	99275.81
HIDROGENO	6.403	2.213E-3	-3.290E-6	1.016E-9	0.3013	262.89
ACIDO SULFURICO	7.629	3.431E-4	3.990E-6	-2.010E-9	3.0224	6069.76
METANO	4.350	1.243E-2	2.040E-6	-2.703E-9	1.3214	2774.74
ETILENO	0.909	3.740E-2	-1.994E-5	4.192E-9	1.2367	2093.24
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.637E-5	2.001E-9	2.2692	6441.69
PROPILENO	0.096	5.602E-2	-2.771E-5	5.266E-9	14.2909	49341.00
PROPANO	-1.009	7.315E-2	2.703E-5	7.670E-9	6.4001	29293.73
ISOBUTILENO	3.024	6.690E-2	-2.607E-5	2.173E-9	6.6304	21046.90
N-BUTILENO	4.373	6.123E-2	-1.673E-5	2.147E-9	20.1391	132991.64
ISOBUTANO	-0.232	9.109E-2	-4.409E-5	6.913E-9	23.5609	126022.00
N-BUTANO	2.226	7.913E-2	-2.647E-5	-0.647E-9	9.2993	20093.36
AIRE	6.713	0.047E-2	0.113E-5	-0.470E-9	0.1133	132.22
						507633.30

NOTA.- Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL COMBUSTIBLE A 220 °F

$$Q_c = 34051055.00 + 507633.30 = 34558688.30 \text{ BTU/HR.}$$

### III.16.) BALANCE DE CALOR EN LA ZONA DE AGUA

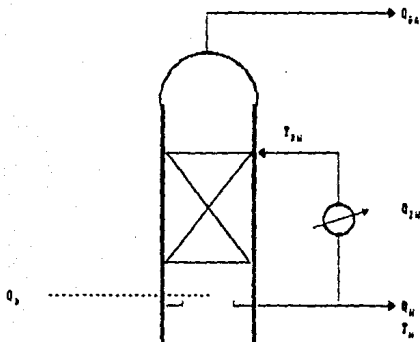


FIGURA 3.7. ZONA DE AGUA

BALANCE GLOBAL DE CALOR

$$Q_{12M} = Q_3$$

$$Q_{02M} = Q_M + Q_{2N}$$

$$\Delta Q'_{2M} = (Q_3 + Q_0')_{2M}$$

BALANCE DE CALOR PARA EL CONDENSADO DE LA ZONA DE AGUA

$$Q_{2N} = \Delta Q'_{2M}$$

$$q'_{2N} = (h_{T_{2N}} - h_{T_{2M}})$$

$$L_{2N} = Q_{2N} / q'_{2N}$$

TABLA 3.17

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE VAPORES A 100 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	ENTALPIA (KCAL/KG)	ENTALPIA (BTU/LB)
A	100	263	6292.41	1790752.00
B	100	270	36.15	9228.75
C	100	263	0.46	122.43
D	100	257	0.00	0.00
E	100	255	0.00	0.00
F	100	250	0.00	0.00
G	100	245	0.00	0.00
H	100	242	0.00	0.00
I	100	240	0.00	0.00
J	100	230	0.00	0.00
K	100	220	0.00	0.00
				1790752.00

TABLA 3.18

ENTALPIA DE LOS GASES IDENTIFICABLES  
EN LA ZONA DE AGUA 180°F

COMPONENTE	Cp				COSTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp=A+BT+CMT <sup>2</sup> +DM <sup>3</sup>					
	A	B	C	D		
AGUA	7.701	4.595E-4	2.521E-6	-0.859E-9	16.1677	8962.85
NITROGENO	6.403	2.215E-3	-3.298E-6	1.816E-9	104.7950	49181.00
ACIDO SULFURICO	7.629	3.431E-4	5.890E-6	-2.810E-9	85.8050	47326.91
METANO	4.590	1.245E-2	2.860E-6	-2.780E-9	284.4763	167566.42
ETILENO	0.909	3.740E-2	-1.994E-5	4.192E-9	87.8140	64005.07
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.657E-5	3.801E-9	128.2743	106114.40
PROPILENO	0.886	5.602E-2	-2.771E-5	5.266E-9	344.3944	369490.87
PROPANO	-1.009	7.315E-2	3.709E-5	7.670E-9	136.5742	237881.84
ISOBUTILENO	3.834	6.698E-2	-2.607E-5	2.173E-9	62.2717	92992.51
N-BUTILENO	4.375	6.123E-2	-1.675E-5	2.147E-9	230.3023	342043.96
ISOBUTANO	-0.332	9.189E-2	-4.409E-5	6.915E-9	219.5320	348915.34
N-BUTANO	2.226	7.913E-2	-2.647E-5	-0.647E-9	69.0650	114035.38
AIRE	6.713	0.047E-2	0.115E-5	-0.470E-9	116.4681	55003.84
						2816782.257

NOTA.- Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL GAS A 180 °F.

$$Q_{g,2} = 1790095.00 + 2816782.00 = 3806877.00 \text{ BTU/HR}$$

TABLA 3.13

ENTALPIA DE PSEUDOCOMPONENTES  
FASE LIQUIDA A 100 °F

COMPONENTE	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (BTU/LB)	ENTALPIA (KJ/KG)	ENTALPIA (BTU/LB)
A	100	130	34137.47	6437871.00
B	100	123	6493.75	790781.90
C	100	120	433.93	54251.00
D	100	115	60.85	6997.15
E	100	114	17.13	1923.31
F	100	110	0.89	9.90
G	100	100	0.02	2.42
H	100	---	0.00	0.00
I	100	---	0.00	0.00
J	100	---	0.00	0.00
K	100	---	0.00	0.00
				5899917.00

TABLA 3.20

ENTALPIA DE IDENTIFICABLES EN LA ZONA DE AGUA A 100°F (FASE LIQUIDA).

COMPONENTE	Cp				GASTO lbmol/hr	ENTALPIA BTU/hr
	Cp = A + BT + CTt <sup>2</sup> + DT <sup>3</sup>					
	A	B	C	D		
AGUA	1.000	0.00000	0.00000	0.00000	206.6429	10053.12
HIDROGENO	6.483	2.215E-3	-3.296E-6	1.016E-9	0.0162	7.60
ACIDO SULFURICO	7.629	3.431E-6	3.090E-6	-2.010E-9	2.7224	1006.96
METANO	4.598	1.245E-2	2.060E-6	-2.703E-9	1.0240	609.33
ETILENO	0.909	3.740E-2	-1.994E-5	4.192E-9	1.3030	950.90
ETANO	1.292	4.254E-2	-1.657E-5	2.001E-9	2.2446	1997.99
PROPILENO	0.806	3.602E-2	-2.771E-5	3.264E-9	19.5790	21003.74
PROPANO	-1.009	7.315E-2	2.709E-5	7.670E-9	9.4427	16447.00
ISOBUTILENO	3.034	6.690E-2	-2.607E-5	2.175E-9	11.2026	17000.06
N-BUTILENO	4.373	6.123E-2	-1.675E-5	2.147E-9	43.9017	60202.61
ISOBUTANO	-0.332	9.109E-2	-6.409E-5	6.915E-9	34.5302	36763.22
N-BUTANO	2.224	7.913E-2	-2.647E-5	-0.647E-9	19.3359	23221.29
AIRE	6.713	0.047E-2	0.113E-5	-0.470E-9	0.0573	23.30
						224500.34

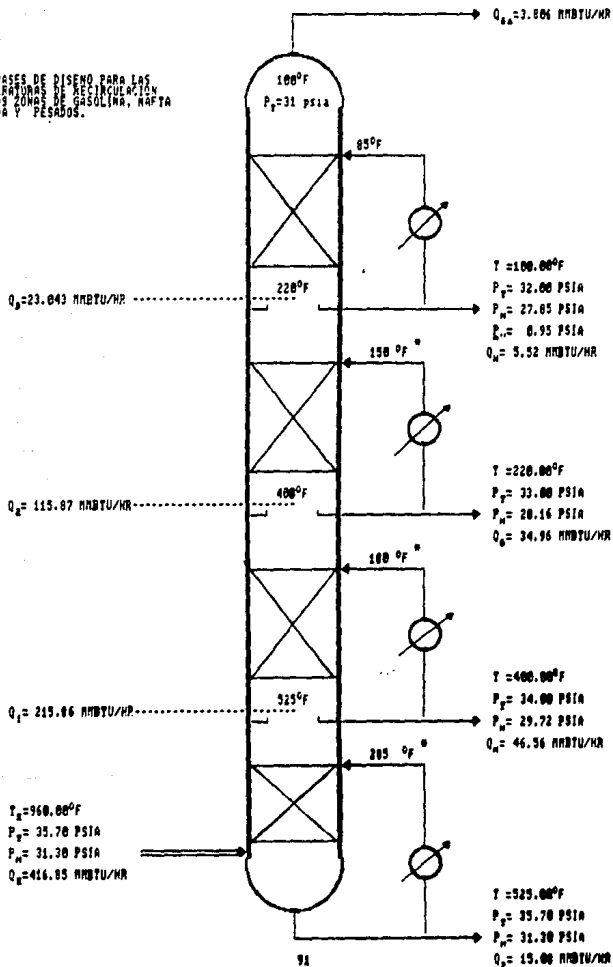
NOTA.- Cp (BTU/LBMOL °F)

ENTALPIA DEL CONDENSADO a 100 °F.

$$Q_c = 5299917.00 + 224500.00 = 5524417.00 \text{ BTU/HR}$$

FIGURA 3.8  
TORRE DE APAGADO

• VER BASES DE DISEÑO PARA LAS TEMPERATURAS DE RECIRCULACIÓN DE LAS ZONAS DE GASOLINA, NAFTA PESADA Y PESADOS.





### III.17.3 CALCULO DE LOS GASTOS DE RECIRCULACION EN LAS ZONAS DE AGUA, GASOLINA, NAFTA PESADA Y PESADOS.

Para propósitos de simulación de la torre de apagado, se consideran las temperaturas de recirculación de los condensados, como se muestra en las bases de diseño en la sección III.1.7. con esta información se procede a determinar el flujo de condensado en cada una de las secciones de la torre así como el flujo de agua de enfriamiento utilizada en las secciones de agua, gasolina, nafta pesada, y de aceite de enfriamiento utilizado en la zona de pesados.

De igual forma se determinará el perfil de temperaturas en cada una de las secciones de la torre, como lo ilustra la siguiente figura.

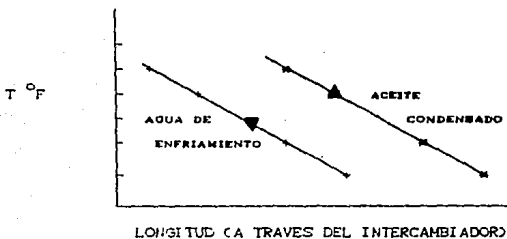


FIGURA 3.9. PERFIL DE TEMPERATURA (FLUJO A CONTRACORRIENTE)

## ZONA DE AGUA

Realizando un balance en la zona de agua y recurriendo a la figura 3.8 tenemos que:

$$Q_{1v} = Q_3 - (Q_{QA} + Q_v)$$

$$Q_{1v} = 23.04 \times 10^6 - (3.806 \times 10^6 + 5.520 \times 10^6)$$

$$Q_{1v} = 13.73 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

$$W_A = Q_{1v} / C_p \Delta T$$

$$W_A = 13.73 \times 10^6 / (1 \times (100 - 85))$$

$$W_A = 916,533 \text{ lb/hr}$$

## FLUJO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO EN LA ZONA DE AGUA

De acuerdo con las bases de diseño se dispone del agua de enfriamiento a una temperatura de 77 °F y la temperatura de retorno para este caso deberá de ser a 95 °F.

Por lo tanto el flujo de agua de enfriamiento será:

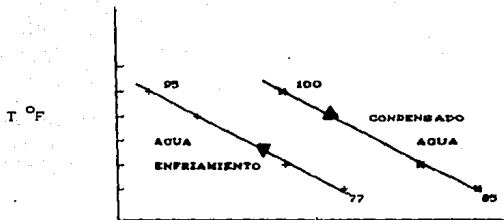
$$Q = W C_p \Delta T$$

De donde:

$$W = Q / (C_p \Delta T)$$

$$W = 13.73 \times 10^6 / (1 \times (95 - 77)) = 783,889.89 \text{ lb/hr}$$

$$W = 783,889.89 \text{ lb/hr}$$



LONGITUD (A TRAVES DEL INTERCAMBIADOR)

FIGURA 3.10. PERFIL DE TEMPERATURA EN LA ZONA DE AGUA.

## ZONA DE GASOLINA

Realizando un balance de calor en la zona de gasolina y recurriendo a la figura 3.8 tenemos que:

$$Q_{G0} = Q_G - (Q_{G1} + Q_{G2})$$

Esto es :

$$115.87 \times 10^6 - (23.04 \times 10^6 + 34.98 \times 10^6) = 57.87 \times 10^6$$
$$Q_{G0} = 57.87 \times 10^6$$

Para el cálculo del gasto de gasolina es necesario determinar las entalpías, tanto de entrada como de salida de gasolina, pero de acuerdo con la figura 3.8 la temperatura a la cual sale la gasolina de la torre es de 220 °F y retorna a esta a 150 °F. Así, con las dos temperaturas conocidas se busca en la gráfica 4 apéndice A (conociendo los grados API = 46.57), leyendo la entalpía de entrada y salida de la gasolina tenemos:

$$\text{Gasto de gasolina} = Q_{G0} / \Delta H_G$$

$$\Delta H_G = H_{G2} - H_{G1}$$

$$H_{G2}^{220} = 100$$

$$H_{G1}^{150} = 145$$

$$\text{Gasto de Gasolina} = 57.87 \times 10^6 / (100 - 145) = 1,298,222 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Gasto de gasolina } 1,298,222 \text{ lb/hr.}$$

## FLUJO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO EN LA ZONA DE GASOLINA.

De acuerdo con las bases de diseño disponemos de agua de enfriamiento a 77 °F teniéndola que recircular esta a 110 °F.

Por lo tanto podemos calcular el flujo del agua de enfriamiento.

$$Q_{ca} = W_w \cdot C_p \cdot \Delta T$$

De donde:

$$W_w = Q_{ca} / (C_p \cdot \Delta T)$$

$$W_w = 57.87 \cdot 10^6 / (1 \cdot (110 - 77)) = 1,753,333.33 \text{ lb/hr}$$

$$W_w = 1,753,333.33 \text{ lb/hr}$$

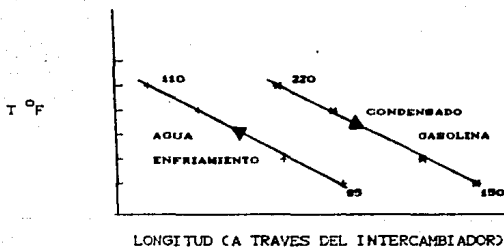


FIGURA 3.11. PERFIL DE TEMPERATURA EN LA ZONA DE GASOLINA.

### ZONA DE NAFTA PESADA

$$Q_{1N} = Q_1 - (Q_2 + Q_3) =$$
$$215.86 \times 10^6 - (115.87 \times 10^6 + 46.58 \times 10^6) = 53.43 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$
$$Q_{1N} = 53.43 \times 10^6$$

$$\text{Gasto de nafta pesada} = Q_{1N} / \Delta H_N$$

$$\Delta H_N = H_{N2} - H_{N1}$$

De la figura 3.8 se observa que la temperatura de salida de la nafta pesada de la torre es de 400 °F y la temperatura de recirculación de esta es de 180 °F, y apoyandose en la gráfica 4 del apéndice A podremos determinar las entalpías de la nafta pesada (API=31.28°) a estas temperaturas.

$$H_{N2}^{400} = 280$$

$$H_{N1}^{180} = 143$$

$$\text{Gasto de Nafta Pesada} = 53.43 \times 10^6 / (280 - 143) = 386,131.0 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Gasto de Nafta Pesada} = 386,131 \text{ lb/hr.}$$

### FLUJO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO EN LA ZONA DE NAFTA PESADA

De acuerdo con las bases de diseño disponemos de agua de enfriamiento a 77 °F teniendola que recircular ésta a 110 °F. Por lo tanto podemos calcular el flujo del agua de enfriamiento.

$$Q_{1N} = W_w \cdot C_p \cdot \Delta T$$

De donde:

$$W_w = Q_{1N} / (C_p \cdot \Delta T)$$

$$W_w = 53.43 \times 10^6 / (1 \times (110 - 77)) = 1,619,091 \text{ lb/hr}$$

$$W_w = 1,619,091 \text{ lb/hr}$$

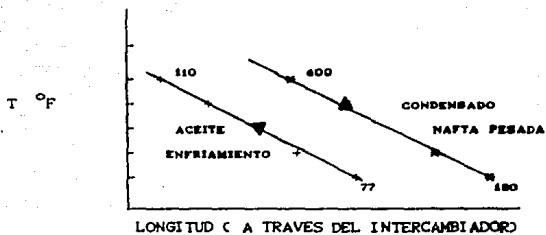


FIGURA 3.12. PERFIL DE TEMPERATURAS EN LA ZONA DE NAFTA PESADA

$$Q_{1P} = Q_C - (Q_1 + Q_2) =$$

$$416.85 \times 10^6 - (215.85 \times 10^6 + 15.08 \times 10^6) = 185.91 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_{1P} = 185.91 \times 10^6 \text{ Btu/hr}$$

$$\text{Gasto de pesados} = Q_{1P} / \Delta H_P$$

$$\Delta H_P = H_{PE} - H_{PS}$$

De la figura 3.8 se observa que la temperatura de salida de los pesados a de la torre es de 528 °F y la temperatura de recirculación de este es de 285 °F, y apoyandose en la gráfica 4 del apéndice A podremos determinar las entalpías de pesados (API=16°) a estas temperaturas.

$$H_{PE}^{528} = 335$$

$$H_{PS}^{285} = 190$$

$$\text{Gasto de pesados} = 185.91 \times 10^6 / (335 - 190) = 1,289,104 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Gasto de Pesados} = 1,289,104 \text{ lb/hr.}$$

#### TEMPERATURA DEL ACEITE DE ENFRIAMIENTO EN LA ZONA DE PESADOS

De las bases de diseño contamos con un aceite de enfriamiento a una temperatura de 270 °F y un flujo de este de 1,800,000 lb/hr.

$$Q_{1P} = W_{AE} \times \Delta H_{AEP}$$

$$\Delta H_{AEP} = H_{AEPs} - H_{AEPe}$$

De la gráfica 4 del apéndice A tenemos que la entalpia del aceite de enfriamiento (API = 16°) es de:

$$H_{AEPe}^{270} = 180 \text{ BTU/lb}$$



$$H_{AEPs} = (185.91 \times 10^6 / 1.8 \times 10^6) + 180 = 283$$

$$H_{AEPs} = 283.0$$

a ésta entalpía se busca en la gráfica 4 del apéndice A a 18.0 API  
y se lee la temperatura correspondiente

$$T_{AEPs} = 450 \text{ } ^\circ\text{F}$$

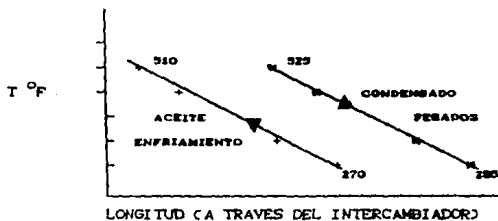


FIGURA 3.13 PERFIL DE TEMPERATURA EN LA ZONA DE PESADOS

Notas: Los subíndices se refieren a lo siguiente:

- Q<sub>i</sub> = calor intercambiado
- W = gasto lb/hr
- A<sub>K</sub> = aceite de enfriamiento
- W<sub>v</sub> = agua de enfriamiento
- o = zona de gasolina
- N = zona de nafta pesada
- F = zona de pesados
- A = zona de agua
- E = entrada
- S = salida

### III.18.) CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE Y LA ALTURA DE LA REJILLAS

El siguiente procedimiento es utilizado para calcular el factor de capacidad de la rejilla<sup>(4)</sup> y con éste, posteriormente calcular la altura de rejilla.

El diámetro de la torre y la altura de rejillas se calcularán en función del coeficiente volumétrico de transferencia de calor, debido a que nuestro interés principal (en una torre de apagado), está basado en el de reducir la temperatura de los gases de cracking y recuperar el calor disponible debido a este enfriamiento. Por lo anterior concluimos que las dimensiones de la torre están principalmente en función de la transferencia de calor que de la transferencia de masa.

#### BASES DE DISEÑO.

- Flujo de vapor ( $\text{ft}^3/\text{s}$ ).
- Densidad del vapor ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ ).
- Flujo de líquido (GPM).
- Densidad del líquido ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ ).

#### SELECCION.

- Diámetro de la torre.

#### CALCULO DE $C_f$ <sup>(4)</sup>

- Calcular el área de la torre =  $A_T$
- LIQUID=  $\text{GPM}/A_T$  (eje de las x)
- Vload =  $\text{ft}^3/\text{s} = (D_v/(D_L - D_v))^{0.8} \dots$
- $C_f$  (Diseño) =  $\text{Vload}/A_T$  (eje de las y)

#### CALCULO DE $C_p$ <sup>(4)</sup>

- Pa la determinación de este factor se debe de basar en la gráfica # 5 del apéndice A (factor de capacidad de la rejilla).
- Obtenga los puntos de operación de X y Y.
- Trace una línea recta desde el origen pasando por el punto de operación hasta la línea de inundación.
- Léa el factor de capacidad a V/L constante ( $C_p$ ).

#### PORCIENTO DE INUNDACION.

-% de inundación a V/L constante.

$$C/C_p \times 100 = \% \text{ de inundación.}$$

Se toma una inundación de torre del 80 %. (si éste no se cumple tendremos que regresar a suponer otro diámetro de torre.

#### CALCULO DEL COEFICIENTE VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR. (4)

De acuerdo con GLITSCH INC. el coeficiente volumétrico de transferencia de calor puede ser calculado por medio de la siguiente ecuación.

$$h_o = 287 \times C^{1.0} \times (GPM/A_T)^{0.90}$$

$$h_o = \text{BTU/HR} \times \text{LMTD} \times \text{FT}^3.$$

#### CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION. (4)

$$\Delta P_i = 0.252 \times (GPM/A_T)^{0.872} \times (C^2)^{1.085} \times \Delta P_{DRY}$$

Donde:

$$\Delta P_{DRY} = 1.077 \times C^2.$$

Esta caída de presión está dada en pulgadas de líquido por pie de rejilla (in liq/ft).

### III.18.1) CALCULO DEL DIAMETRO Y LA ALTURA DE LA REJILLA

#### ZONA DE AGUA

L= 916,533 lb/hr	(REFLUJO)
G= 130,419 lb/hr	(GASTO DEL VAPOR)
$\delta_v = 0.2135 \text{ lb/ft}^3$	(DENSIDAD DEL VAPOR)
$\delta_L = 51.920 \text{ lb/ft}^3$	(DENSIDAD DEL LIQUIDO)
Tv= 220 °F	
Tl= 100 °F	

SELECCION:

-Diámetro de torre = 7.2 ft.

CALCULO DE C. (4)

Area de la torre

$$A_T = \pi \cdot D^2 / 4$$

$$A_T = \pi \cdot 7.2^2 / 4 = 40.72 \text{ ft}^2$$

$$\text{GPM (liq)} = 916,533 \text{ lb/hr} \cdot (\text{ft}^3 / 51.92 \text{ lb}) \cdot (1 \text{ hr} / 60 \text{ min}) \cdot (1 \text{ Galón} / 0.1337 \text{ ft}^3) = 2,200.55$$

$$\text{Flujo de líquido} = 2,200.55 \text{ GPM}$$

$$\text{ft}^3/\text{s (vapor)} = 130,419 \text{ lb/hr} \cdot (\text{ft}^3 / 0.2135 \text{ lb}) \cdot (1 \text{ hr} / 3600 \text{ seg}) = 169.68$$

$$\text{Flujo de vapor} = 169.68 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{LIQUID} = 2,200.55 / 40.72 = 54.05$$

$$V_{load} = 169.68 \times (0.2135 / (51.92 - 0.2135))^{0.5} = 10.90$$

$$C = 10.90 / 40.52 = 0.2678$$

$$C = 0.2678$$

De la gráfica # 5 del apéndice A se encuentra que  $C_r$  es igual a 0.328.

$$C_r = 0.328$$

Por lo tanto el porcentaje de inundación será:

$$\% \text{Inundación} = 0.2678 / 0.328 \times 100 = 81.64\%$$

CALCULO DEL COEFICIENTE VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR. (4)

$$h_c = 287 \times C^{1.6} \times (GPM/A_T)^{0.96}$$

$$h_c = 287 \times (0.2678)^{1.6} \times (2,200.95/40.72)^{0.96} = 1606.36$$

$$h_c = 1606.36 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Volumen de rejilla ( $V_R$ ).

$$V_R = Q_{IW} / (h_c \times \Delta T) =$$

Donde apoyandonos en la figura 3.8

$$LMTD = (220 - 100) - (100 - 85) / \ln((200 - 100) / (100 - 85)) = 50.49$$

$$LMTD = 50.49 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$V_R = 13.72 \times 10^6 / (1606.36 \times 50.49) = 169.15$$

$$V_R = 169.15 \text{ ft}^3$$

Altura de rejilla (H).

$$H = V_m / A_T$$

$$H = 169.15 / 40.72 = 4.15$$

$$H = 4.2 \text{ ft}$$

CALCULO DE CAIDA DE PRESION. (4)

$$\Delta P_s = 0.252 \left( \frac{\text{GPM}}{A_T} \right)^{0.872} \times (C^2)^{1.085} \times \Delta P_{D_{BY}}$$

Donde:

$$\Delta P_{D_{BY}} = 1.077 \times C^2 = 1.077 \times (0.2878)^2 = 0.0772$$

$$\Delta P_s = 0.252 \left( \frac{2,200.53}{40.72} \right)^{0.872} \times (0.2878)^2 \times 1.085 + 0.0772 = 0.5458$$

$$\Delta P_s = 0.5458 \text{ in liq/ft}$$

Donde la densidad del liquido es:

$$51.92 \text{ lb/ft}^3 = 0.03 \text{ lb/in}^3.$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_s (\text{lb/in}^2) = 0.5458 \text{ in liq/ft} \times 0.03 \text{ lb/in}^3 \times 4.2 \text{ ft} = 0.0688$$

$$\Delta P_s = 0.0688 \text{ lb/in}^2$$

Esta caída de presión se da como válida ya que no es mayor a la a la caída supuesta que fue de 1 lb/in<sup>2</sup>.

III.18.2) CALCULO DEL DIAMETRO Y LA ALTURA DE LA REJILLA

ZONA DE GASOLINA

L = 1,298,222 lb/hr (REFLUJO)  
 G = 332,010 lb/hr (GASTO DEL VAPOR)  
 $\delta_v = 0.2659 \text{ lb/ft}^3$  (DENSIDAD DEL VAPOR)  
 $\delta_L = 50.34 \text{ lb/ft}^3$  (DENSIDAD DEL LIQUIDO)  
 $T_v = 400$  °F  
 $T_L = 220$  °F

SELECCION:

-Diámetro de torre = 10.25 ft.

CALCULO DE C. (4)

Area de la torre

$$A_T = \pi * D^2 / 4$$

$$A_T = \pi * 10.25^2 / 4 = 82.52 \text{ ft}^2$$

$$\text{GPM (liq)} = 1,298,222 \text{ lb/hr} * (\text{ft}^3 / 50.34 \text{ lb}) * (1 \text{ hr} / 60 \text{ min}) *$$

$$(1 \text{ Galón} / 0.1337 \text{ ft}^3) = 3,214.79$$

$$\text{Flujo de líquido} = 3,214.79 \text{ GPM}$$

$$\text{ft}^3/\text{s (vapor)} = 332,010 \text{ lb/hr} * (\text{ft}^3 / 0.2659 \text{ lb}) * (1 \text{ hr} / 3600 \text{ seg})$$

$$= 346.84$$

$$\text{Flujo de vapor} = 346.84 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{LIQUID} = 3214.79 / 82.52 = 38.9537$$

$$V_{load} = 346.84 \times (0.2659 / (50.34 - 0.2659))^{0.9} = 25.27$$

$$C = 25.27 / 82.32 = 0.3062$$

$$C = 0.3062$$

De la gráfica # 5 del apéndice A se encuentra que  $C_r$  es igual a 0.385.

$$C_r = 0.385$$

Por lo tanto el porcentaje de inundación será:

$$\% \text{Inundación} = 0.3062 / 0.385 \times 100 = 80\%$$

CALCULO DEL COEFICIENTE VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR. <sup>(4)</sup>

$$h_o = 287 \times C^{1.4} \times (GPM/A_T)^{0.90}$$

$$h_o = 287 \times (0.3062)^{1.4} \times (3,214.79/82.32)^{0.90} = 1453.65$$

$$h_o = 1453.65 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Volumen de rejilla ( $V_R$ ).

$$V_R = QIG / (h_o \Delta T) =$$

Donde apoyandono en la figura 3.8

$$LMTD = (400 - 220) - (220 - 150) / \ln((400 - 220) / (220 - 150)) = 116.47$$

$$LMTD = 116.47 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$V_R = 57.87 \times 10^6 / (1453.65 \times 116.47) = 341.81$$

$$V_R = 341.81 \text{ ft}^3$$



Altura de rejilla (HD).

$$H = V_m / A_T$$

$$H = 341.81 / 82.52 = 4.14$$

$$H = 4.2 \text{ ft}$$

CALCULO DE CAIDA DE PRESION. <sup>(4)</sup>

$$\Delta P_i = 0.252 M (GPM/A_T)^{0.872} M (C^2)^{1.085} M \Delta P_{DRV}$$

Donde:

$$\Delta P_{DRV} = 1.077 M C^2 = 1.077 M (0.3062)^2 = 0.1010$$

$$\Delta P_i = 0.252 M (3,214.72 / 82.52)^{0.872} M (0.3062)^{1.085} + 0.1010$$
$$= 0.5720$$

$$\Delta P_i = 0.5720 \text{ in liq/ft}$$

Donde la densidad del liquido es:

$$50.34 \text{ lb/ft}^3 = 0.0291 \text{ lb/in}^3$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_i (\text{lb/in}^2) = 0.5720 \text{ in liq/ft} \times 0.0291 \text{ lb/in}^3 \times 4.2 \text{ ft} = 0.0099$$

$$\Delta P_i = 0.0099 \text{ lb/in}^2$$

Esta caída de presión se da como válida ya que no es mayor a la caída supuesta que fue de 1 lb/in<sup>2</sup>.

### III.18.3) CALCULO DEL DIAMETRO Y LA ALTURA DE LA REJILLA

#### ZONA DE NAFTA PESADA

L= 386,131 lb/hr	(REFLUJO)
G= 489,241 lb/hr	(GASTO DEL VAPOR)
$\delta_v = 0.3006 \text{ lb/ft}^3$	(DENSIDAD DEL VAPOR)
$\delta_L = 50.630 \text{ lb/ft}^3$	(DENSIDAD DEL LIQUIDO)
$T_v = 525 \text{ }^\circ\text{F}$	
$T_L = 400 \text{ }^\circ\text{F}$	

SELECCION:

-Diámetro de torre = 10.25 ft.

CALCULO DE C. (4)

Area de la torre

$$A_T = \pi * D^2 / 4$$

$$A_T = \pi * 10.25^2 / 4 = 82.52 \text{ ft}^2$$

$$\text{GPM (liq)} = 386,131 \text{ lb/hr} * (\text{ft}^3 / 50.63 \text{ lb}) * (1 \text{ hr} / 60 \text{ min}) *$$

$$(1 \text{ Galón} / 0.1337 \text{ ft}^3) = 950.70$$

$$\text{Flujo de líquido} = 950.70 \text{ GPM}$$

$$\text{ft}^3/\text{s (vapor)} = 489,241 \text{ lb/hr} * (\text{ft}^3 / 0.3006 \text{ lb}) * (1 \text{ hr} / 3600 \text{ seg})$$

$$= 452.10$$

$$\text{Flujo de vapor} = 452.10 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{LIQUID} = 950.70 / 82.52 = 11.52$$

$$\text{Vload} = 452.10 * (0.3006 / (50.63 - 0.3006))^{0.5} = 34.94$$

$$C = 34.94 / 82.52 = 0.4234$$

$$C = 0.4234$$

De la gráfica # 5 del apéndice A se encuentra que  $C_r$  es igual a 0.51.

$$C_r = 0.51$$

Por lo tanto el porcentaje de inundación será:

$$\% \text{Inundación} = 0.4234 / 0.51 * 100 = 83.00$$

CALCULO DEL COEFICIENTE VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR. (4)

$$h_o = 287 * C^{1.0} * (GPM/A_T)^{0.68}$$

$$h_o = 287 * (0.4234)^{1.0} * (650.70 / 82.52)^{0.68} = 758.07$$

$$h_o = 758.07 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft.}^2$$

Volumen de rejilla ( $V_R$ ).

$$V_R = QIN / (h_o * \Delta T) =$$

Donde apoyandono en la figura 3.8

$$LMTD = (525 - 400) - (400 - 180) / \ln((525 - 400) / (400 - 180)) = 168.05$$

$$LMTD = 168.05 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$V_R = 53.43 * 10^6 / (758.07 * 168.05) = 419.41$$

$$V_R = 419.41 \text{ ft.}^3$$

Altura de rejilla (H).

$$H = V_R / A_T$$

$$H = 419.41 / 82.52 = 5.08$$

$$H = 5.10 \text{ ft}$$

CALCULO DE CAIDA DE PRESION. (4)

$$\Delta P_s = 0.252 * (\text{GPM}/\text{AT})^{0.872} * (\text{C}^2)^{1.085} * \Delta P_{\text{DRY}}$$

Donde:

$$\Delta P_{\text{DRY}} = 1.077 * \text{C}^2 = 1.077 * (0.4234)^2 = 0.1931$$

$$\Delta P_s = 0.252 * (950.70/82.52)^{0.872} * ((0.4234)^2)^{1.085} + 0.1931 = 0.5220$$

$$\Delta P_s = 0.5220 \text{ in liq/ft}$$

Donde la densidad del liquido es:

$$50.63 \text{ lb/ft}^3 = 0.0293 \text{ lb/in}^3.$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_s (\text{lb/in}^2) = 0.5220 \text{ in liq/ft} * 0.0293 \text{ lb/in}^3 * 5.10 \text{ ft} = 0.0780$$

$$\Delta P_s = 0.0780 \text{ lb/in}^2$$

Esta caída de presión se da como válida ya que no es mayor a la caída supuesta que fue de 1 lb/in<sup>2</sup>.

III.18.4) CALCULO DEL DIAMETRO Y LA ALTURA DE LA REJILLA  
ZONA DE PESADOS

L = 1,289,104 lb/hr (REFLUJO)  
G = 540,864 lb/hr (GASTO DEL VAPOR)  
 $\delta_v = 0.2313 \text{ lb/ft}^3$  (DENSIDAD DEL VAPOR)  
 $\delta_L = 53.490 \text{ lb/ft}^3$  (DENSIDAD DEL LIQUIDO)  
T<sub>v</sub> = 960 °F  
T<sub>L</sub> = 525 °F

SELECCION:

-Diámetro de torre = 12.3 ft.

CALCULO DE C. (4)

Area de la torre

$$A_T = \pi * D^2 / 4$$
$$A_T = \pi * 12.3^2 / 4 = 118.82 \text{ ft}^2$$

$$\text{GPM (liq)} = 1,289,104 \text{ lb/hr} * (\text{ft}^3 / 53.49 \text{ lb}) * (1 \text{ hr} / 60 \text{ min}) *$$
$$(1 \text{ Galón} / 0.1337 \text{ ft}^3) = 3,004.23$$

Flujo de líquido = 3,004.23 GPM

$$\text{ft}^3/\text{s (vapor)} = 540,864 \text{ lb/hr} * (\text{ft}^3 / 0.2313 \text{ lb}) * (1 \text{ hr} / 3600 \text{ seg})$$
$$= 649.31$$

Flujo de vapor = 649.31 ft<sup>3</sup>/s

$$\text{LIQUID} = 3,004.23 / 118.82 = 25.28$$

$$V_{load} = 649.31 \times (0.2313 / (53.49 - 0.2313))^{0.5} = 42.79$$

$$C = 42.79 / 118.82 = 0.36$$

$$C = 0.36$$

De la gráfica # 5 del apéndice A se encuentra que  $C_r$  es igual a 0.45.

$$C_r = 0.45$$

Por lo tanto el porcentaje de inundación será:

$$\% \text{Inundación} = 0.36 / 0.45 \times 100 = 80$$

CALCULO DEL COEFICIENTE VOLUMETRICO DE TRANSFERENCIA DE CALOR. (4)

$$h_o = 287 \times C^{1.6} \times (GPM/A_T)^{0.96}$$

$$h_o = 287 \times (0.36)^{1.6} \times (3,004.23 / 118.82)^{0.96} = 1244.24$$

$$h_o = 1244.24 \text{ BTU/hr } ^\circ\text{F ft}^2$$

Volumen de rejilla ( $V_R$ ).

$$V_R = QIP / (h_o \Delta T) =$$

Donde apoyandono en la figura 3.8

$$LMTD = (960 - 525) - (525 - 285) / \ln((960 - 525) / (525 - 285)) = 327.90$$

$$LMTD = 327.90 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$V_R = 185.91 \times 10^6 / (1244.24 \times 327.90) = 455.70$$

$$V_R = 455.70 \text{ ft}^3$$

Altura de rejilla (H).

$$H = V_R / A_T$$

$$H = 455.70 / 118.82 = 3.83$$

$$H = 4.0 \text{ ft}$$

CALCULO DE CAIDA DE PRESION. <sup>14)</sup>

$$\Delta P_i = 0.252 * (GPM/\Delta T)^{0.872} * (C^2)^{1.085} * \Delta P_{DRV}$$

Donde:

$$\Delta P_{DRV} = 1.077 * C^2 = 1.077 * (0.38)^2 = 0.1396$$

$$\Delta P_i = 0.252 * (3.004.23/118.82)^{0.872} * ((0.38)^2)^{1.085} + 0.1396 = 0.5990$$

$$\Delta P_i = 0.5990 \text{ in liq/ft}$$

Donde la densidad del liquido es:

$$53.49 \text{ lb/ft}^3 = 0.0310 \text{ lb/in}^3.$$

Por lo tanto:

$$\Delta P_i (\text{lb/in}^2) = 0.5990 \text{ in liq/ft} * 0.0310 \text{ lb/in}^3 * 4.0 \text{ ft} = 0.0631$$

$$\Delta P_i = 0.0631 \text{ lb/in}^2$$

Esta caída de presión se da como válida ya que no es mayor a la a la caída supuesta que fue de 1.7 lb/in<sup>2</sup>.

### III.19.) DETERMINACION DE LOS DIAMETRO DE LAS TUBERIAS DE CONDENSADOS Y DE RECIRCULACION

#### ZONA DE AGUA

Gasto de producto (producto) = 781.2091 lbmol/hr

PM promedio = 74.80

Gasto de producto = 781.2091 \* 74.80 = 58,939.06 lb/hr

Gasto de recirculación = 916,533 lb/hr

Densidad a 100°F = 61.92 lb/ft<sup>3</sup> = 831.6 Kg/m<sup>3</sup>

Densidad promedio.

Gasto de producto + gasto de recirculación =

$$973,472.06 \text{ lb/hr} = 5.21 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Gasto de recirculación = 916,533 lb/hr = 4.90 ft<sup>3</sup>/s

Si se utilizan 2 tuberías para la extracción de la recirculación se obtendrá lo siguiente:

$$5.21 \text{ ft}^3/\text{s} / 2 = 2.60 \text{ ft}^3/\text{s} \text{ para cada tubería}$$

Suponiendo una velocidad recomendada de 3 ft/s y considerando que la extracción llega por gravedad al tanque separador tenemos:

$$(2.60 \text{ ft}^3/\text{s}) / (3 \text{ ft/s}) = 0.86 \text{ ft}^2$$

de la gráfica número 7 del apéndice A con esta área leemos el diámetro correspondiente.

Diámetro correspondiente = 14 in = 355 mm.

Suponiendo una velocidad 6 ft/s a la recirculación obtenemos el siguiente diámetro de tubería.

$$(4.90 \text{ ft}^3/\text{s}) / (6 \text{ ft/s}) = 0.82 \text{ ft}^2$$

de la gráfica número 7 del apéndice A con esta área leemos el diámetro correspondiente.

Diámetro correspondiente = 14 in = 355 mm



## ZONA DE GASOLINA

Gasto de condensado (producto) = 301.8157 lbmol/hr

PM promedio = 113.87

Gasto de producto = 113.872 \* 307.8157 = 35,051.55 lb/hr

Gasto de recirculación = 1,298,222 lb/hr

Densidad a 220°F = 50.34 lb/ft<sup>3</sup> = 808.3 kg/m<sup>3</sup>

\*

Densidad promedio.

Gasto de producto + gasto de recirculación =

1,333,273.55 lb/hr = 804,772.88 kg/hr

Gasto de recirculación =

1,298,222 lb/hr = 598,873 Kg / hr

Gasto Volumétrico producto =

35,051.55 lb/hr \* ft<sup>3</sup>/50.34 lb \* 1hr/3600s = 0.1934 ft<sup>3</sup>/s

Gasto Volumétrico Recirculación =

1,298,222 lb/hr \* ft<sup>3</sup>/50.34 lb \* 1hr/3600s = 7.1838 ft<sup>3</sup>/s

Producto + recirculación = 7.1838 + 0.1934 = 7.3570 ft<sup>3</sup>/s

Recirculación = 7.1838 ft<sup>3</sup>/s

Si se utilizan 2 tuberías para la extracción de la recirculación se obtendrá lo siguiente:

Como un criterio de diseño se toma una velocidad de 3 ft/s, para producto más recirculación considerando que la extracción llega al tanque separador por gravedad.

$(7.3570 \text{ ft}^3/\text{s}) / (2) = 3.6785 \text{ ft}^3/\text{s}$  para cada tubería

$(3.6785 \text{ ft}^3/\text{s}) / (3) = 0.8155 \text{ ft}^2$

de la gráfica número 7 del apéndice A con esta área leemos el diámetro correspondiente.

Diámetro correspondiente = 14 in = 355 mm.

Suponiendo una velocidad 6 ft/s a la recirculación obtenemos el siguiente diámetro de tubería.

$$(7.1636 \text{ ft}^3/\text{s}) / (6 \text{ ft}/\text{s}) = 1.20 \text{ ft}^2$$

de la gráfica número 7 del apéndice A con esta área leemos el diámetro correspondiente.

Diámetro correspondiente = 18 in = 395 mm

#### ZONA DE NAFTA PESADA

Gasto de condensado (producto) = 888.2413 lbmol/hr

PM promedio = 103.65 lb/lbmol

Gasto de producto = 888.2413 \* 103.65 = 157,747.62 lb/hr

Gasto de recirculación = 386,131 lb/hr

Densidad a 400°F = 50.63 lb/ft<sup>3</sup> = 810.93 Kg/m<sup>3</sup>

\*  
Densidad promedio.

Gasto de producto + gasto de recirculación =  
533,878.62 lb/hr = 251,239.34 kg/hr

Gasto de recirculación =  
386,131 lb/hr = 175,149.02 Kg / hr

Gasto Volumétrico producto =  
157,747.62 lb/hr \* ft<sup>3</sup>/50.63 lb = 1hr/3600s = 0.9203 ft<sup>3</sup>/s

Gasto Volumétrico Recirculación =  
386,131 lb/hr \* ft<sup>3</sup>/50.63 lb = 1hr/3600s = 2.1184 ft<sup>3</sup>/s

Producto + recirculación = 0.9203 + 2.1184 = 3.0387 ft<sup>3</sup>/s  
Recirculación = 2.1184 ft<sup>3</sup>/s

Como un criterio de diseño se toma una velocidad de 3 ft/s, para producto más recirculación considerando que la extracción llega al tanque separador por gravedad.

$$(3.0367 \text{ ft}^3/\text{s}) / (3 \text{ ft/s}) = 1.013 \text{ ft}^2$$

de la gráfica número 7 del apéndice A con esta área leemos el diámetro correspondiente.

Diámetro correspondiente = 18 in = 307 mm.

Suponiendo una velocidad 8 ft/s a la recirculación obtenemos el siguiente diámetro de tubería.

$$(2.1184 \text{ ft}^3/\text{s}) / (8 \text{ ft/s}) = 0.35 \text{ ft}^2$$

de la gráfica número 7 del apéndice A con esta área leemos el diámetro correspondiente.

Diámetro correspondiente = 10 in = 254 mm

#### ZONA DE PESADOS

Gasto de condensado (producto) = 152.8315 lbmol/hr

PM promedio = 299.38 lb/lbmol

Gasto de producto = 299.38 \* 152.8315 = 45,754.69 lb/hr

Gasto de recirculación = 1,289,104 lb/hr

Densidad a 525°F = 53.49 lb/ft<sup>3</sup> = 858 Kg/m<sup>3</sup>

\* Densidad promedio.

Gasto de producto + gasto de recirculación =

$$1,334,858.7 \text{ lb/hr} = 603,491.8 \text{ kg/hr}$$

Gasto de recirculación =

$$1,289,104 \text{ lb/hr} = 584,737.5 \text{ kg/hr}$$

Gasto Volumétrico Concentrado =

$$45,754.69 \text{ lb/hr} * \text{ft}^3 / 53.49 \text{ lb} * 1 \text{ hr} / 3600 \text{ s} = 0.2378 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Gasto Volumétrica Recirculación =

$$1,289,104 \text{ lb/hr} * \text{ft}^3 / 53.49 \text{ lb} * 1 \text{ hr} / 3600 \text{ s} = 6.6944 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Como un criterio de diseño se toma una velocidad de 6 ft/s.  
tanto para producto como para recirculación.

$$\text{Producto + recirculación} = 6.8844 + 0.2378 = 6.9020 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Recirculación} = 6.8844 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Si siguiendo la secuencia anterior obtenemos las áreas ; las cuales son, para producto + recirculación  $1.1503 \text{ ft}^2$  y para recirculación  $1.1107 \text{ ft}^2$ .

Posteriormente con las areas se consulta la gráfica 7 del apéndice A donde se lee el Diámetro.

$$\text{Diámetro ( producto + recirculación )} = 16 \text{ in} = 407 \text{ mm}$$

$$\text{Diámetro de producto} = 16 \text{ in} = 407 \text{ mm}$$

#### DOMO

$$\text{Gasto de gases (que salen de la torre)} = 1798.21 \text{ lbmol/hr}$$

$$\text{PM promedio} = 37.18 \text{ (gas)}$$

$$\text{Gasto de gases} = 1798.21 * 37.18 = 66857.45 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Densidad} = 37.18/379 * (29/14.7) * (520/(480+100)) = 0.1797 \text{ lb/ft}^3$$

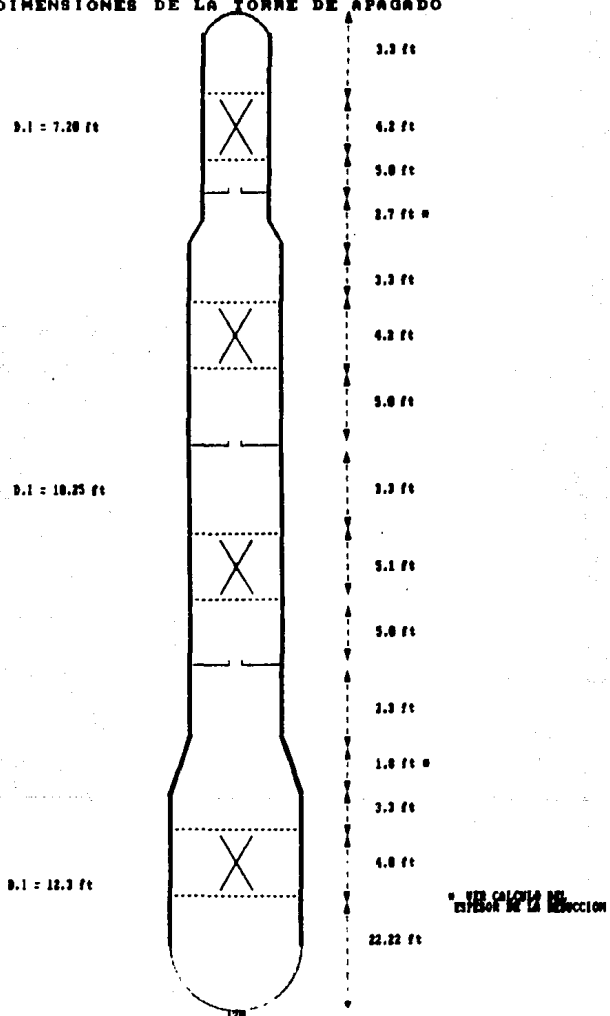
$$\text{Gasto del gas (Kg/hr)} = 30,326.54$$

$$\text{Densidad del gas (Kg/m}^3\text{)} = 2.878$$

A este gasto y densidad se lee el diámetro económico de la gráfica # 6 apéndice B:

$$\text{Diámetro de la tubería del gas de domos} = 24 \text{ pulgadas}$$

**FIGURA 3.14**  
**DIMENSIONES DE LA TORRE DE APAGADO**



## CAPITULO IV

### ASPECTOS DE DISEÑO MECANICO

#### IV.1.) CONDICIONES DE DISEÑO

La presión de operación, se establece como la presión en la parte superior del recipiente, cuando se tiene una operación normal y no debe de exceder de la presión máxima permisible de trabajo.

La presión máxima permisible de trabajo, es la máxima presión manométrica permitida a una temperatura especificada en la parte superior del recipiente, durante la operación normal de éste, cuando se ha colocado en su posición correcta. Esta presión, es la base para ajustar los dispositivos de relevo de presión, instalándolos para protección del recipiente.

La presión de diseño tiene un valor que coincide con la temperatura especificada, a las condiciones de operación más severas. Esta presión se determina en base a la presión máxima permisible de trabajo, cuando los datos de proceso no la proporcionan.

La temperatura de diseño se calcula igualmente con base en la temperatura máxima de operación. Es una práctica usual, en el intervalo de 32 a 750°F aumentar 25°F a la temperatura máxima de operación, para calcular la temperatura de diseño. Queda excluido el caso de trabajos criogénicos, en cuyo diseño, en lugar de sumar, se restan los 25°F mencionados. Por arriba de los 750°F no se acostumbra agregar ningún factor.

$$T_d = T_{\text{max. operación}} + 25^{\circ}\text{F}$$

En cuanto a la presión de diseño, se puede elegir entre sumar 30 lb/in<sup>2</sup> a la presión máxima de operación o bien agregar un 10% como factor de seguridad.

#### IV.2.) Diseño mecánico de recipientes verticales altos.

Anteriormente los efectos externos sobre los recipientes verticales altos, se resolvían mediante tirantes con tensores que absorbían dichos esfuerzos. Esto producía un problema de espacio y además la solución no era del todo económica y práctica.

En la actualidad, esa solución ha sido virtualmente olvidada y en su lugar ha entrado una revisión general del recipiente tanto a compresión como a tensión a lo largo de la altura.

Los esfuerzos típicos que se encuentran al realizar dicha revisión son esencialmente debidos a:

- a) Peso propio (cuerpo y accesorios concéntricos) carga completa.
- b) Cargas excéntricas (irregularmente distribuidas).
- c) Viento.
- d) Sismo.
- e) Presión interna y externa (vacío).

#### IV.3.) Esfuerzo a presión interna .

Se deduce el esfuerzo asociado a presión interna.

$$S_o = P \cdot d / 4(t_s - c) \cdot E \dots\dots\dots 4.1$$

que es un esfuerzo axial a tensión máxima.

Para la evaluación del esfuerzo circunferencial a tensión máxima podemos recurrir a la siguiente expresión:

$$S_o = P \cdot d / 2 (t_s - c) \cdot E \dots\dots\dots 4.2$$

#### IV.4.) Esuerzo de compresión por la carga completa.

La carga total, actuando sobre el recipiente, es determinada por el peso y localización de todos los accesorios exteriores e interiores tales como platos, plataformas, condensadores, tapas, cabezales etc.

Inicialmente se consideran los esfuerzos a compresión verticales producidos por cargas concéntricas; es decir, cuando el centro de gravedad de los objetos que forman la carga está sobre el eje central del recipiente; después se tomará en cuenta la suma de momentos producidos por la carga excéntrica.

Los esfuerzos causados por cargas totales se consideran en tres grupos:

- 1) Esfuerzo inducido por el peso propio del recipiente (cáscara o coraza) y por el peso del aislante.
- 2) Esfuerzo producido por el peso del líquido en el recipiente.
- 3) Esfuerzo producido por el equipo adicional y accesorios.

Grupo 1

A cierta distancia "X" de la parte superior del recipiente, considerando un espesor de pared constante, el peso de la cáscara está dado por:

$$W_w = \pi [(d_o)^2 - (d_i)^2] \rho_s X / 4 \dots\dots\dots 4.3$$

y para el aislante:

$$W_a = \pi d_a t_a \rho_a X \dots\dots\dots 4.4$$

Puesto que el esfuerzo de compresión, es una fuerza por unidad de área y sin tomar en cuenta el espesor adicional por corrosión, se establece que el esfuerzo total por el peso de la cáscara es:

$$S_{rc} = \pi/4 [(d_o)^2 - (d_i)^2] \rho_s X / (\pi/4 [(d_o)^2 - (d_i)^2] 144) = \rho_s X / 144 \dots\dots\dots 4.5$$

Si el material de construcción es acero,  $\rho_s = 490 \text{ lb/ft}^3$ , la expresión resultante queda en función de "X".

$$S_{rc} = 3.4 X \dots\dots\dots 4.6$$

El esfuerzo total por el peso del aislante será:

$$S_{ra} = \pi d_a t_a \rho_a X / \pi 144 d_m (t_s - c) \dots\dots\dots 4.7$$



si da = do se obtiene:

$$S_{ra} = p_a t_a X / 144 (t_a - c) \dots \dots \dots 4.8$$

Grupo 2

Esfuerzo total inducido por el líquido soportado:

$$S_{rls} = I (\text{peso del líquido}) / \pi 12 \text{ dm } (t_a - c) \dots \dots 4.9$$

Grupo 3

Esfuerzo total inducido por accesorios tales como platos, condensadores y cabezales superiores, plataformas y escaleras.

$$S_{racc} = I (\text{peso de accesorios}) / \pi 12 \text{ dm } (t_a - c) \dots 4.10$$

Cuando se usa acero, el peso de las plataformas pueden estimarse en 35 lb/ft<sup>2</sup> de área, el peso de las escaleras de mano pueden considerarse como 25 lb/ft lineal para escaleras de jaula y 10 lb/ft lineal para escaleras sencillas. Los platos en columnas de destilación incluyendo el líquido retenido en los mismos, presentan un peso estimado de 25 lb/ft<sup>2</sup> de área de plato.

El esfuerzo total por carga total  $S_{rcr}$  actuando a lo largo del eje longitudinal de la coraza, se define como la sumatoria de los esfuerzos totales de las diferentes cargas, o sea:

$$S_{rcr} = S_{ra} + S_{rls} + S_{racc} \dots \dots \dots 4.11$$

Si el recipiente no contiene aditamentos internos (soportes para platos), pero está provisto del aislante de la cáscara, las cabezas y aditamentos menores tales como registros de inspección y boquillas; la carga adicional puede estimarse en un 18% del peso de la cáscara de acero, esto significa que:

$$S_{rcr} = 1.18 (3.4 X) = 4 X \dots \dots \dots 4.12$$

#### IV.5.) Efecto del viento

El encuentro del viento con una forma sólida , produce un choque en el que éste, trasmite cierta carga al objeto. Esta carga, que se relaciona directamente con la velocidad del viento y su dirección, se considera uniforme y distribuída a lo largo de toda la altura del recipiente, aunque en realidad, se observe notablemente disminuída cerca de la base de los recipientes soportados en el piso.

La carga del viento , produce un esfuerzo a tensión de un lado y a compresión en el otro. La variación de la velocidad se toma en cuenta en un factor de flujo denominado  $\alpha$  , que complementa la relación entre la carga del viento y su velocidad.

$$P_v/p_v = (C V_w)^2 F_f / 2 \alpha g_c \dots\dots\dots 4.13$$

Para la expresión anterior  $\alpha$  tendrá un valor de 0.623;  $P_v$  es la presión del viento sobre una superficie plana ;  $p_v$  y  $V_w$  es la densidad y velocidad del viento respectivamente;  $F_f$  es el factor de forma y  $g_c$  es la constante de aceleración de la gravedad. Con el fin de obtener  $P_v$  (lb/ft<sup>2</sup>), los parámetro anteriores se han relacionado de diversas maneras, algunas de las cuáles se exponen a continuación:

$$P_v = 0.004 (B/30) (C V_w)^2 F_f \dots\dots\dots 4.14$$

esta expresión puede usarse cuando la presión barométrica  $B$ , se encuentre en pulgadas de mercurio y  $V_w$  en millas/hora. Si la variación es exponencial y si se considera un valor para la densidad del aire de 0.0753 lb/ft<sup>3</sup> a 88 °F tendremos:

$$P_v = 0.0753 (C V_w)^2 F_f / 0.632 (64.4) = 0.00185 (C V_w)^2 F_f \dots 4.15$$

y si  $V_w$  se expresa en Km/hr será posible usar:

$$P_v = 0.001545 (V_v)^2 \text{ Ff} \dots\dots\dots 4.16$$

El factor de forma Ff, intenta ser una medida de la energía que por el empuje del aire absorbe un cilindro liso y se ha establecido como el 80% para éste caso, en relación con la que absorbe una superficie normal plana. Las proyecciones de áreas de equipo auxiliar en una torre por ejemplo, causarán turbulencia, de manera que elegir una Ff basándose en la consideración de cilindros lisos puede ser discutible. Comúnmente, los valores que se emplean para Ff están entre 60 y 85%, dependiendo de la cantidad y forma de las proyecciones sobre el recipiente. Para chimeneas y torres circulares limpias se recomienda un Ff de 0.6; para construcciones rectangulares y estructuras se considera que Ff es igual a 1.

Si un valor de 0.6 es usado para Ff, tendremos:

$$P_v = 0.0028 (V_v)^2 \dots\dots\dots 4.17$$

Para una presión barométrica de 30 pulgadas de mercurio y Vv en millas/hora. Si Vv se expresa en Km/hr, podemos usar:

$$P_v = 0.000927 (V_v)^2 \dots\dots\dots 4.18$$

En realidad Vv es una velocidad promedio y depende de la localidad donde se ponga en operación el recipiente.

La presión del viento actúa sobre el área de la columna y para compensar la turbulencia causada por las proyecciones es apropiado emplear el diámetro efectivo (de), del recipiente y el equipo relacionado. Este diámetro, es el diámetro del recipiente más dos veces el espesor del aislante más una concesión por el área que sobresale de tubería y el equipo adherido. Para estructuras, armaduras, o armazones abiertas, el área efectiva es

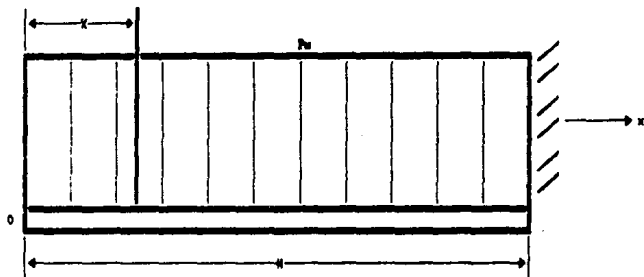


Figura 4.2 CARGA DE VIENTO ACTUANDO EN UN RECIPIENTE VERTICAL ALTO REPRESENTADO COMO UNA VIGA EN VOLADISO CON CARGA UNIFORMEMENTE DISTRIBUIDA.

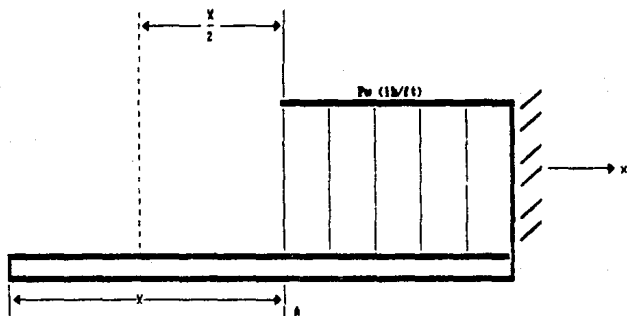


Figura 4.3 RESULTANTE DE LA CARGA DE VIENTO EN UNA SECCION BAJO EL TOPE DEL RECIPIENTE SIMULADO COMO UNA VIGA.

tomada como dos veces el área que sale , considerando una concesión de 17" por escaleras de jaula.

Una vez que se ha tomado en cuenta la presión producida a la velocidad promedio , puede procederse a la determinación del momento ocasionado por el viento a cualquier distancia "X" de la parte superior del recipiente; tratando a éste, como una viga en voladizo con carga uniformemente distribuida.

Con la ayuda de las figuras 4.2 y 4.3 es posible determinar una fuerza cortante que se expresa como:

$$F = P_w X \dots\dots\dots 4.19$$

Para la misma sección donde actúa "F", el momento está dado por:

$$M = P_w X (X/2) \dots\dots\dots 4.20$$

En la parte superior del recipiente cuando X=0 el momento será nulo; pero cuando X=H , es decir en el apoyo, el valor del momento introduciendo a la vez el diámetro efectivo está expresado por la siguiente ecuación:

$$M_{vx} = P_w X^2 (d_{ef}) / 2 \dots\dots\dots 4.21$$

El correspondiente esfuerzo por viento a la distancia "X", desde la parte superior del recipiente es:

$$S_{vx} = P_w X^2 r_o (d_{ef}) / \pi (2 r_m)^3 (t_s - c) \dots\dots\dots 4.22$$

Si  $r_m = r_o$  y  $d_o/2 = r_m$  entonces:

$$S_{vx} = 2 P_w X^2 (d_{ef}) / \pi (d_o)^2 (t_s - c) \dots\dots\dots 4.23$$

Para torres sin aislante no aparece "deff", por lo tanto, la ecuación que establece el esfuerzo es:

$$S_{vx} = 2 P_w X^2 / \pi d_o (t_s - c) \dots\dots\dots 4.24$$

#### IV.6.) Esfuerzo producido por carga sísmica.

La ocurrencia de un sismo, produce en recipientes verticales altos un movimiento que se traduce en una carga adicional ó bien, en un esfuerzo. El análisis de éste efecto se basa esencialmente en relaciones empíricas que toman en cuenta, las cargas vibratoriales.

Cuando un recipiente autosoportado súbitamente se sujeta a un movimiento de la base, la inercia del cuerpo produce un retraso en el movimiento del sismo, que al momento de la recuperación produce un movimiento armónico.

Este movimiento armónico, ocasiona esfuerzos alternos de tensión y compresión en cada uno de los lados del recipiente, separados por un plano vertical y perpendicular al plano de vibración.

Considerando la figura 4.4 se observa que si una torre está sujeta a un movimiento vibracional, la velocidad máxima y por consiguiente la máxima energía cinética ocurre para un desplazamiento igual a cero. Cuando el desplazamiento de la torre se aproxima al máximo, la energía cinética se aproxima a cero y por lo tanto la energía elástica de estiramiento, si la energía en el sistema se considera constante. Esta situación de igualdad envuelve la evaluación de la energía cinética debido a la vibración armónica.

La ecuación resultante nos da el período de vibración "T" para un recipiente cilíndrico vertical alto, construido de acero.

$$T = 2.65 \times 10^{-5} (H/d)^2 (wd/t)^{1/2} \dots\dots\dots 4.25$$

T, período de vibración. (segundos)

d, diámetro del recipiente. (ft).

w, peso del recipiente lb/ft de altura.

H, altura total del recipiente incluyendo el faldón. (ft).

t, espesor de placa del recipiente. (in).

La carga total que actúa sobre el recipiente es una función de su peso total, alterado por un coeficiente sísmico "C". Este coeficiente es una variable dependiente de la clasificación de la localidad desde el punto de vista sísmico y del período de vibración del cuerpo sujeto a ésta carga..

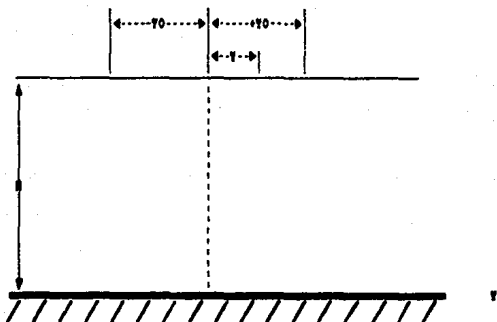


Figura 4.4 EFECTO DE VIBRACION EN UNA TORRE VERTICAL

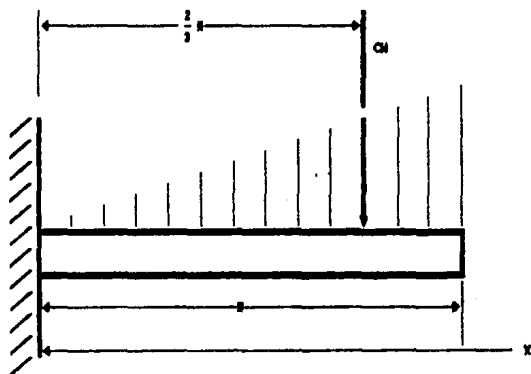


Figura 4.5 RECIPIENTE VERTICAL ALTO SOMETIDO A CARGA DE SISMO Y CONSIDERADO COMO UNA VIGA EMPOTRADA CON CARGA UNIFORMEMENTE CRECIENTE.

El coeficiente significa la aproximación horizontal de la aceleración en términos de fracciones de "g", la aceleración debida a la gravedad.

De la relación de Newton se obtiene:

$$P = (a/g) W = CW \dots \dots \dots 4.25'$$

Por lo tanto el período y la zona sísmica nos conduce a un valor del coeficiente según la siguiente tabla. (4)

Zona	Coeficiente	PERIODO		
		T < 0.4 seg	0.4 A 1 seg	T > 1 seg
1	C	0.05	0.02/T	0.02
2	C	0.10	0.04/T	0.04
3	C	0.20	0.08/T	0.08

Los coeficientes recomendados en ésta tabla, rebasan en un porcentaje considerable los determinados por disposiciones y normas gubernamentales que son superiores a 0.15 para el caso de estructuras rígidas y zona sísmica 3.

Los recipientes que tienen un período de un segundo o más, se consideran más flexibles y por lo tanto poseen una capacidad mayor para absorber las fuerzas sísmicas.

Las fuerzas sísmicas actúan para producir un corte horizontal en un recipiente vertical no sujetado, esta fuerza cortante que se expresa como  $P=CW$  produce un momento encima de la base. Según la distribución de la carga por unidad de longitud, actúa a  $2/3$  de la altura sobre el nivel del piso y para su tratamiento desde el punto de vista de resistencia, se hace la semejanza del comportamiento del recipiente con una viga empotrada con carga uniformemente creciente. El objeto es definir la ecuación del momento a lo largo del recipiente. (figura 4.5).

La fuerza cortante en cualquier plano horizontal en el recipiente "X" ft. abajo de la parte superior, se expresa como:



$$F_x = CW (2H-X) / H^2 \dots\dots\dots 4.27$$

El momento (que tiende a curvar el recipiente en sentido inverso al efecto que ejerce la fuerza sismica cortante) en el plano "X", resultado de las fuerzas cortantes encima del plano es:

$$M_x = 4 CW (3H-X) X^2 / H^2 \dots\dots\dots 4.28$$

A cualquier distancia "X" de la parte superior del recipiente y para la cual el correspondiente esfuerzo de curvatura puede ser determinado por:

$$S_{ex} = M_x / \pi r^2 (t_s - c) \dots\dots\dots 4.29$$

El máximo cortante y momento de curvatura está localizado en la base del recipiente y puede ser obtenido cuando  $X = H$  sustituyendo en la ecuación 4.28, esto nos conducirá nuevamente a  $P = CW$ . Por lo tanto ésta será la fuerza cortante máxima y el momento de curvatura en la base del faldón del recipiente será:

$$M_{xb} = 2 CW H (12in/ft) / 3 = 8 CW H \dots\dots\dots 4.30$$

El esfuerzo de curvatura en la base del faldón del recipiente es:

$$S_{xb} = 8 CW H / \pi r^2 (T_s - c) \dots\dots\dots 4.31$$

donde "r" el radio del recipiente y "t<sub>s</sub>" el espesor del faldón, están en pulgadas.

#### IV.7.) Esfuerzo por carga excéntrica.

Aunque en general es recomendable no cargar sobre los recipientes equipos ó accesorios, en ocasiones al hacerlo constituye la alternativa más económica.<sup>(4)</sup>

Cuando el centro de gravedad de los objetos que constituyen la carga se encuentra sobre el eje del recipiente, está, se considera dentro del peso propio. Si el centro de gravedad de los objetos se encuentra desplazado del eje del recipiente, se

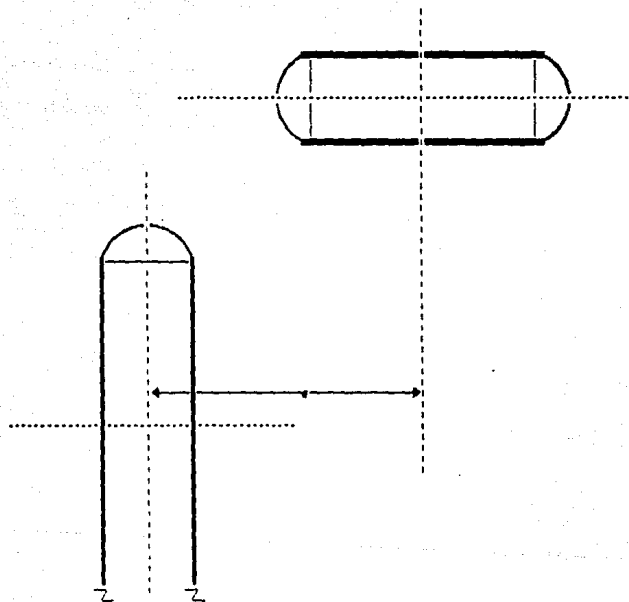


Figura 4.6 DISPOSICION DE CARGA EXCENTRICA EN UN SISTEMA DE TORRE Y TANQUE CONVERTIDOR.

produce un momento y consecuentemente un esfuerzo en las paredes a tensión ó compresión según la localización de la carga.

Accesorios tales como escaleras pequeñas, tuberías y entradas de hombre pueden ser usualmente ignoradas, pero el momento total combinado que producen los equipos colocados en la parte superior, como cabezales y condensadores, puede ser importante.

La excentricidad "e" se define como la distancia del eje de la columna al centro de reacción y se calcula como:

$$e = \Sigma M_e / \Sigma W_e \dots\dots\dots 4.32$$

donde el numerador representa la suma de momentos de cargas excéntricas. Las cargas excéntricas producen un momento de curvatura igual a:

$$M_{ce} = \Sigma M_e (e) \dots\dots\dots 4.33$$

y el esfuerzo adicional en el plano "X" causado por éste momento es:

$$S_e = \Sigma W_e (e) / \pi r^2 (t_e - c) \dots\dots\dots 4.34$$

#### IV.8.) Esfuerzos combinados en el cuerpo cilíndrico.

En el caso de los recipientes verticales altos, los esfuerzos son aditivos en algunos puntos específicos sobre el cuerpo cilíndrico; el criterio de estabilidad del recipiente puede obtenerse en tales puntos, mediante una combinación de esfuerzos.

Durante la construcción y posterior uso del recipiente, el esfuerzo total varía de acuerdo a las fuerzas que actúan sobre él en cualquier condición y tiempo dados.

El estado de los esfuerzos en el recipiente puede caracterizarse según los casos que se establecen a continuación.

Caso 1.- Recipiente bajo instalación.

a) Erecto y vacío.- Únicamente se tiene el cilindro cerrado en sus extremos y colocado en su lugar definitivo.

b) Recipiente con accesorios.- Se tiene además del, tanque, el equipo auxiliar, empaque o platos. No se coloca aún el aislante.

Caso 2.- Recipiente completo.

Se tiene el recipiente con sus accesorios, partes interiores y exteriores pero aún no ha sido usado.

Caso 3.- Recipiente bajo condiciones de prueba.

a) Prueba hidrostática.- Además del recipiente y todas sus partes, se tiene la carga debida a la presión interna de prueba.

b) Prueba de aire.- Las cargas que se deben tomar en cuenta son las mismas que en el caso anterior.

Caso 4.- Recipiente en operación.

En esta condición se considera el efecto del viento o sismo, lo que sea crítico, de acuerdo a las características del lugar donde operará el recipiente.

La combinación de esfuerzos se inicia generalmente con la parte superior del recipiente, donde el espesor del cascarón es controlado por el esfuerzo por presión interna o externa. Conforme se avanza hacia la base, va aumentando la influencia de los esfuerzos por viento y por sismo, haciéndose necesario en la mayoría de los casos, aumentar el espesor para resistir estas cargas adicionales.

A continuación se dan algunos casos de combinaciones de esfuerzos y una posible secuencia para el ataque de un problema completo de diseño.

Máximo esfuerzo a tensión en el punto "X".  
Para un recipiente no aislado, bajo presión interna y en ausencia de carga excéntrica, el esfuerzo puede obtenerse como:

$$S_{Tmax} = (S_{Vx} \text{ ó } S_{Ex}) + S_a - S_{CT} \dots\dots\dots 4.35$$

Para presión externa, la expresión se modifica:

$$S_{Tmax} = ( S_{Vx} \text{ ó } S_{Ex} ) - S_a + S_{CT} \dots\dots\dots 4.36$$

Máximo esfuerzo a compresión en el punto "X".

Para un recipiente que se encuentra en las mismas condiciones que las del caso anterior, el esfuerzo a compresión estará dado por:

$$S_{Cmax} = ( S_{Vx} \text{ ó } S_{Ex} ) - S_a + S_{CT} \dots\dots\dots 4.37$$

Para presión externa la expresión es:

$$S_{Cmax} = ( S_{Vx} \text{ ó } S_{Ex} ) + S_a + S_{CT} \dots\dots\dots 4.38$$

En las cuatro expresiones anteriores, el término  $(S_{Vx} \text{ ó } S_{Ex})$  representa el uso alternativo de esfuerzo producido por la carga de viento o la de sismo, según se explica antes. Si a manera de ejemplo tomamos la carga de viento como significativa, la ecuación del esfuerzo máximo a tensión bajo presión interna (4.35) tomaría la forma siguiente:

$$S_{Tmax} = S_{Vx} + S_a - S_{CT} \dots\dots\dots 4.39$$

Si el recipiente va a operar en una zona sísmica crítica, la selección deberá basarse en una combinación de esfuerzos por presión interna o externa y por sismo. Esto se debe a que el esfuerzo por sismo puede resultar determinante en la parte

superior. La expresión que describe esta situación en un recipiente a presión interna es:

$$S_{Tmax} = S_{ex} + S_a \dots\dots\dots 4.40$$

No se incluye  $S_{scr}$  porque en la parte superior su valor es despreciable. El esfuerzo por viento no aparece, ya que además de ser un diseño por sismo, su valor en la parte superior es pequeño debido a que es una función cuadrática de la distancia.

$S_a$  representa el esfuerzo por presión interna definido en la ecuación 4.1

Las ecuaciones para calcular el espesor del cuerpo adopta las dos formas siguientes:

Para dimensiones interiores:

$$t_{ed} = (C P r_i / SE - 0.6p) + c \dots\dots\dots 4.40A$$

Para dimensiones exteriores:

$$t_{ed} = (C P r_o / SE - 0.4p) + c \dots\dots\dots 4.40B$$

En el caso de recipientes operando a presión externa el esfuerzo a tensión máxima estará dado por:

$$S_{Tmax} = S_{ex} - S_a \dots\dots\dots 4.41$$

Donde  $S_a$  representa el esfuerzo a presión externa, el cual se evalúa igualmente a través de la ecuación 4.1

Básicamente el diseño se inicia con el cálculo del espesor a presión interna o externa, que será el espesor inicial, el valor límite del esfuerzo para la primera sección con base en el espesor inicial, es el esfuerzo de trabajo. Se debe determinar la distancia a la cual el esfuerzo total alcanza este valor. <sup>(1)</sup>

$$S_{Tmax} = (S_{vx} \text{ ó } S_{ex}) + S_a - S_{scr} = S_v \dots\dots\dots 4.42$$

Con esta limitación y resolviendo una ecuación cuadrática o bien por un método iterativo, se puede determinar la distancia "X" a la cual ocurre la igualdad que plantea la ecuación 4.42.

$$S_{\text{max}} = 2Pv X^2 / \pi d (T_s - c) + P d / 4 (T_s - c) - E (w / f t) X / \pi d (t_s - c) E \quad \dots\dots\dots 4.43$$

Igualando el esfuerzo a tensión máximo con el esfuerzo de trabajo:

$$0 = 2Pv X^2 / \pi d (T_s - c) + (-E (w / f t) X / \pi d (t_s - c)) + (P d / 4 (T_s - c) E - S_w) \quad \dots\dots\dots 4.44$$

Esta ecuación de forma cuadrática tiene las soluciones convencionales.

A tensión y a cada una de las situaciones de construcción y operación debe hacerse una evaluación y además, debe comprobarse a compresión cada uno de los casos. Necesariamente habrá una distancia menor que representará la situación crítica, cuyo valor servirá para determinar el alcance de la primera sección.

**Compresión.**

Las placas que forman el cuerpo cilíndrico están sujetas a cargas compresivas axiales y las fallas que pueden ocurrir son:

- a) Pandeo de Euler.
- b) Curvatura por arrugas.

La falla por pandeo de Euler, involucra la curvatura del cascarón en conjunto y en general no es controlante.

La falla por arrugamiento es local, es decir, depende de la combinación de cargas y consecuentemente de esfuerzos en cada punto.

Por esta razón es necesario determinar el esfuerzo bajo el cual, este fenómeno ocurre.

El esfuerzo crítico permisible por compresión para el cual no ocurre la falla por arrugamiento cuando el cilindro de acero está sujeto a compresión axial es:

$$S_{cp} = 1.5 \times 10^6 (t/r) \leq S_{pf}/3 \dots\dots\dots 4.45$$

El esfuerzo permisible por compresión se modifica si el recipiente lleva refuerzos en cualquier sentido (circunferencial o longitudinal). Los esfuerzos pueden ser internos o externos, pueden ser parte de aditamentos interiores, tales como los soportes de platos en columnas de destilación ; para estos casos:

$$S_{cp} = 1.5 \times 10^6 (t/r) (t_y t_x)^{1/2} / r \leq S_{pf} / 3 \dots\dots\dots 4.48$$

donde:

$$t_y = t + (A_y/d_y) \dots\dots\dots 4.47$$

$$t_x = t + (A_x/d_x) \dots\dots\dots 4.48$$

t. Espesor del cascarón (in)

t<sub>y</sub>. Espesor equivalente del cascarón en dirección circunferencial (in).

t<sub>x</sub>. Espesor equivalente del cascarón en dirección longitudinal (in).

A<sub>y</sub>. Area de la sección transversal de un refuerzo circunferencial (in<sup>2</sup>).

A<sub>x</sub>. Area de la sección transversal de un refuerzo longitudinal (in<sup>2</sup>).

d<sub>y</sub>. Distancia entre refuerzos circunferenciales (in).

d<sub>x</sub>. Distancia entre refuerzos longitudinales (in).

Estableciendo que el esfuerzo por presión interna es a tensión y que el esfuerzo a presión externa es a compresión, además de que el esfuerzo por carga excéntrica es constante a tensión y a compresión a lo largo del recipiente, se puede hacer un resumen de combinaciones de esfuerzos.

Diseño por presión interna y viento:

Operacion:

$$S_{Tmax} = S_{vx} + S_a - S_{cr} + S_e \dots\dots\dots 4.49$$

$$S_{Cmax} = S_{vx} - S_a + S_{cr} + S_e \dots\dots\dots 4.50$$



Erección:

$$S_{Tmax} = S_{vx} - S_{TCT} \dots\dots\dots 4.51$$

$$S_{Cmax} = S_{vx} + S_{TCT} \dots\dots\dots 4.52$$

Después se comprueba cada sección a sismo y el espesor es correcto si:  $S_{ex} < S_{vx}$ .

Diseño por presión interna y sismo:

Operación:

$$S_{Tmax} = S_{ex} + S_a - S_{TCT} + S_e \dots\dots\dots 4.53$$

$$S_{Cmax} = S_{ex} - S_a + S_{TCT} + S_e \dots\dots\dots 4.54$$

Erección:

$$S_{Tmax} = S_{ex} - S_{TCT} \dots\dots\dots 4.55$$

$$S_{Cmax} = S_{ex} + S_{TCT} \dots\dots\dots 4.56$$

Después se comprueba cada sección a viento y el espesor es correcto si:  $S_{vx} < S_{ex}$ .

Diseño por presión externa y viento:

Operación:

$$S_{Tmax} = S_{vx} - S_a - S_{TCT} + S_e \dots\dots\dots 4.57$$

$$S_{Cmax} = S_{vx} + S_a + S_{TCT} + S_e \dots\dots\dots 4.58$$

Erección:

$$S_{Tmax} = S_{vx} - S_a - S_{TCT} \dots\dots\dots 4.59$$

$$S_{Cmax} = S_{vx} + S_a + S_{TCT} \dots\dots\dots 4.60$$

Después se comprueba cada sección a sismo y el espesor es correcto si:  $S_{ex} < S_{vx}$ .

Diseño por presión externa y sismo:

Operación:

$$S_{Tmax} = S_{ex} - S_a - S_{TCT} + S_e \dots\dots\dots 4.61$$

$$S_{Cmax} = S_{ex} + S_a + S_{TCT} + S_e \dots\dots\dots 4.62$$

Erección:

$$S_{Tmax} = S_{ex} - S_a - S_{TCT} \dots\dots\dots 4.63$$

$$S_{Cmax} = S_{ex} + S_a + S_{TCT} \dots\dots\dots 4.64$$

Después se comprueba cada sección a viento y el espesor es correcto si:  $S_vx < S_{ax}$ .

Generalmente se facilita realizar el cálculo original tomando como base el esfuerzo del viento y posteriormente comprobar a sismo.

Cuando el esfuerzo a sismo resulta mayor, se sustituye por el esfuerzo a viento en las ecuaciones correspondientes, permaneciendo inalterables las expresiones para el resto de esfuerzos.

La diferencia en el caso de sismo respecto al procedimiento utilizando viento, es que no se encontrará un valor de la distancia "X" mediante una ecuación cuadrática, sino que después de igualar la suma de esfuerzos al esfuerzo permisible  $S_vCED$  ó  $S_{ep}$ , según el caso, se tomará un valor de "X" entre  $X=0$  y  $X=X_t$  y sustituido en la ecuación de esfuerzos se comprueba la validez de la igualdad.

#### IV.9.) SECCIONES REDUCTORAS

De acuerdo a las condiciones de operación y a las dimensiones del equipo, en algunos casos se requiere de un cambio de diámetro. Para formar esta reducción, puede disponerse de secciones cónicas, torisféricas, elípticas y hemisféricas.<sup>(4)</sup>

La práctica general cuando el ángulo de una transición cónica resulta mayor de 30°, es diseñar una sección torisférica, elíptica o hemisférica en el extremo mayor de la reducción, unida a una sección cónica que a su vez se une al extremo menor de la reducción.

En el punto en que una sección cónica se une con cualquiera de las anteriores, se considera que existe una transición y por lo tanto el cálculo del espesor debe hacerse separadamente.

El espesor de las secciones en el extremo mayor se calculará como si fueran tapas comunes, después se calculará el espesor de la parte cónica y se adoptará la mayor.

Cuando el ángulo que arroja la reducción resulta menor o igual a 30° se utilizará solamente una transición cónica. Su espesor se determinará con la siguientes ecuaciones:<sup>(4)</sup>

$$t_{cd} = (P_{md} / (2 * \cos \alpha * (CSE - 0.6 * MP))) + c \quad (4.65)$$

Cuando se dispone de dimensiones exteriores.

$$t_{cd} = P_{md} / (2 * \cos \alpha * (CSE + 0.4 * MP)) + c \quad (4.66)$$

#### IV.10.) REVISIÓN DE LAS UNIONES CONO-CILINDRO

La discontinuidad que se presenta en el punto de unión del cono y el cilindro (como es el caso de unión de una tapa plana y un cilindro), produce una concentración de esfuerzos sobre la propia junta.

En la unión, el cono induce una fuerza compresiva sobre el cilindro y la presión interna tiende a producir deformaciones radiales debidas a esfuerzos de flexión y corte. Para evitar deformaciones excesivas, se necesita en algunos casos, aumentar la resistencia de la unión mediante la inclusión de anillos de refuerzo en la vecindad de la misma.

La revisión de las uniones, se basa en la determinación del ángulo máximo que se puede tolerar en el cono sin necesidad de refuerzo; en la determinación del área total de refuerzo cuando es necesaria y en la determinación del área que originalmente ya se encuentra incluida debido al exceso de espesor tanto del cono como del cilindro.

Sera necesario reforzar la unión cono-cilindro en las tapas y reductores sin transiciones curvas, cuando el ángulo máximo del cono no necesita refuerzo "A" determinado en la tabla 4.1 y 4.2 mediante la relación  $P/SE$  sea menor que el ángulo de inclinación de la tapa " $\alpha$ ".<sup>(1)</sup>

Las condiciones para el reforzamiento son entonces:

$$\alpha \leq 30^\circ \quad (4.67)$$

$$\Delta < 30^\circ \quad (4.68)$$

Se deben cumplir estas condiciones simultáneamente y en ambas tablas se puede interpolar para valores intermedios.

Para aquéllos casos en los que resulta necesario reforzar la unión se definirán en seguida algunos términos indispensables.

$t$  = Espesor mínimo del cilindro en la unión cono-cilindro sin incluir la corrosión.

$t_s$  = Espesor nominal del cilindro en la unión, sin incluir la corrosión.

$t_c$  = Espesor nominal del cono en la unión, sin incluir la corrosión.

$t_e$  = Espesor en exceso. Se calcula como el menor de los valores siguientes:

$$t_e = t_s - t \quad (4.69)$$

$$t_e = (t_c - t) / \cos \alpha \quad (4.70)$$

$R_s$  = Radio interior del cilindro menor.

$R_l$  = Radio interior del cilindro mayor.

$A$  = Área total de refuerzo necesaria.

$A_e$  = Área efectiva de refuerzo debida al exceso de espesor del cono y el cilindro en la unión.

$\Delta$  = Ángulo máximo de la tapa cónica que no requiere refuerzo en la unión.

$m$  = Factor auxiliar que se toma como el menor de los valores siguientes:

$$m = (t_s \cdot \cos(\alpha - \Delta)) / t \quad (4.71)$$

$$m = (t_c \cdot \cos \alpha \cdot \cos(\alpha - \Delta)) / t \quad (4.72)$$

Inicialmente se calcula la relación P/SE usando para ello la eficiencia menor de la junta longitudinal del cuerpo cilíndrico o de la junta de la tapa.

Tabla 4.1 Valores de  $\Delta$  para juntas cono-cilindro menor<sup>(4)</sup>

P/SE	0.001	0.002	0.003	0.004	0.005	0.006	0.007	0.008	0.009
$\Delta$	11°	15°	18°	21°	23°	25°	27°	28.5°	30°

Tabla 4.2 Valores de  $\Delta$  para juntas cono-cilindro mayor<sup>(4)</sup>

P/SE	0.002	0.005	0.010	0.020	0.040	0.080	0.100	0.125
$\Delta$	4°	6°	9°	12.5°	17.5°	24°	27°	30°

En las tablas 4.1 y 4.2 se puede interpolar para valores intermedios.

Comparados  $\Delta$  y  $\alpha$  si resulta necesario reforzar la unión, se calculará el área total necesaria en la unión, que en cualquier caso será:

$$A = (PmR^2 / (2mSE)) * (1 - (A/a)) * \tan \alpha \quad (4.73)$$

donde R puede ser  $R_s$  o  $R_l$  según la unión de que se trate.

Si los espesores sin corrosión, tanto del cono como del cilindro exceden a los mínimos calculados, con las ecuaciones correspondientes, el área debida al exceso de espesor y que contribuye al reforzamiento de la unión para el caso de la junta cono-cilindro mayor será:

$$A_e = 4 * m * t_e * (t_s * R_l)^{0.5} \quad (4.74)$$

y para la unión cono-cilindro menor será:

$$Ae = m * (ts * Rs)^{0.5} * ((tc-t)/\cos \alpha + (ts-t)) \quad (4.75)$$

Si para cualquier unión, el área en exceso no alcanza a cubrir el área total requerida, deberá suministrarse el área faltante mediante el anillo de refuerzo que cumplirá con las limitaciones anotadas abajo:

a) La totalidad del refuerzo, deberá estar contenido en una distancia no mayor de:

$$l = (ts * R)^{0.5} \quad (4.76)$$

b) El centroide del área de refuerzo deberá estar a una distancia no mayor de:

$$l' = 0.5 * (ts * R)^{0.5} \quad (4.77)$$

ambas distancias tomadas a partir del punto de unión cono-cilindro en las dos direcciones posibles.

## NOMENCLATURA

- A. Area ( $\text{in}^2$ )
- c. Espesor adicional por corrosión. (in).
- C. Coeficiente sísmico (adimensional).
- d. Diámetro. (in).
- da. Diámetro del aislante. (in).
- di. Diámetro interior. (in).
- dm. Diámetro medio. (in).
- do. Diámetro exterior. (in).
- H. Altura total. (ft).
- M. Momento flexionante. (lb-in) ó (lb-ft)
- P. Presión ( $\text{lb}/\text{in}^2$ ).
- S. Esfuerzo. ( $\text{lb}/\text{in}^2$ ).
- Sp. Esfuerzo en el punto de efluencia. ( $\text{lb}/\text{in}^2$ ).
- t. Espesor. (in).
- ta. Espesor del aislante. (in).
- W. Peso. (lb).
- v. Peso por unidad de longitud. (lb/ft).
- X. Altura sobre un nivel de referencia. (ft).
- pa. Densidad del aislante. ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ ).

#### IV.11.) DISEÑO MECANICO DE LA TORRE DE APAGADO

Las dimensiones características y condiciones de operación de la torre son:

##### ZONA DE AGUA

Diametro interno = 7.2 ft  
Distancia entre tangentes = 12.5 ft  
Temperatura de diseño = 125 °F  
Presión de operación psia = 30.  
Presión atmosférica = 11.3 lb/in<sup>2</sup>.  
Presión de diseño = 48.70 lb/in<sup>2</sup>  
Corrosión permisible = 0.125 in.  
Altura de rejilla = 4.2 ft.  
Material de construcción = SA-285-C  
Distancia de la línea tangente a la rejilla = 3.3 ft.

##### ZONA DE GASOLINA Y NAFTA

Diámetro interno = 10.25 ft  
Distancia entre tangentes = 30 ft  
Temperatura de diseño = 550 °F  
Presión de operación psia = 34  
Presión atmosférica = 11.3 lb/in<sup>2</sup>.  
Presión de diseño = 52.70 lb/in<sup>2</sup>.  
Corrosión permisible = 0.125 in.  
Altura de rejilla gasolina = 4.20 ft.  
Altura de rejilla nafta = 5.10 ft.  
Material de construcción = SA-285-C  
Distancia de la línea tangente a la rejilla gasolina = 3.3 ft.  
Distancia de la línea tangente a la rejilla nafta = 15.8 ft.



## ZONA DE PESADOS

Diametro interno = 12.3 ft

Distancia entre tangentes = 28.5 ft.

Temperatura de diseño = 985 °F.

Presión de operación psia = 35.7

Presión atmosférica = 11.3 lb/in<sup>2</sup>.

Presión de diseño = 54.40 lb/in<sup>2</sup>.

Corrosion permisible = 0.125 in.

Altura de rejilla = 4.0 ft.

Material de construcción = SA-240-304

Distancia de la línea tangente a la rejilla pesados = 3.3 ft.

ETAPA 1

Empezando por la parte superior del recipiente.

$$t_{sd} = (P r_i / S E - 0.6p) + c$$

$$T_d = 125^{\circ}F$$

Del apéndice B, tabla 3.....  $S_w = 13750 \text{ lb/in}^2$

$$t_{sd} = (48.70 \times 43.2 / 13750 (1) - 0.6(48.70)) + 0.125 = 0.2783$$

$$t_{sd} = 0.2783 \text{ pulgadas}$$

Utilizar 5/16" de espesor

El esfuerzo por presión interna está dado por:

$$S_a = P r_d / 4 (t_s - c) E$$

$$S_a = 48.70 \times 85.4 / (4 \times (0.3125 - 0.125) \times 1) = 5610.24$$

$$S_a = 5610.24 \text{ lb/in}^2$$

Cálculo de la tapa:

Se empleará para éste caso una tapa toriesférica de acuerdo con las recomendaciones:

$$P_d = 30 + 18.7 = 48.70 \text{ lb/in}^2$$

$$T_d = 100 + 25 = 125^{\circ}F$$

$$S_w = 13750 \text{ lb/in}^2$$

$$d_o = 7.20 \text{ ft} = 86.40 \text{ in.}$$

Ajustando a 87 in.

De la tabla 1 apéndice B

$d_o$	$r_c$ (in)	$i_{cr}$	$S_f$
84	84	5 1/8	3 1/2
90	90	5 1/2	3 1/2

Para 86 (in)

$$r_c = 87 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 5.25$$

$$S_f = 3.5$$

$$t_{hd} = (P \cdot r_c \cdot w / 2S_2 + PCW - 0.2) + c$$

$$r_c / i_c r = 87 / 5.25 = 16.57$$

De la tabla 2 apéndice B

$$W = 1.76$$

$$t_{hd} = (48.70 \cdot 87 \cdot 1.76 / (2 \cdot 13750 \cdot 1)) + (48.70 \cdot (1.76 - 0.2)) + 0.125 =$$

$$t_{hd} = 0.2954 \text{ pulgadas}$$

Se selecciona un espesor de tapa de 7/16 pulgadas.

Siendo el espesor definitivo de la tapa menor de 1 (in) para determinar el diámetro plano se utiliza:

$$d_p = 1.0410 d_o + 2(s_f + i_c r / 3)$$

$$d_p = 1.0410 \cdot 96.4 + 2(3.5 + 5.25 / 3) = 100.44 \text{ in}$$

sf = tabla 1 apéndice B

$$W \text{ tapa} = (\pi d_p^2 t_{hd} r_s / 1728 = 4)$$

$$W \text{ tapa} = \pi (100.44)^2 \cdot 0.4375 \cdot 490 / (1728 \cdot 4) = 983.00 \text{ lb}$$

$$W \text{ tapa} = 983.00 \text{ lb}$$

Esfuerzo por peso del cascarón:

$$STC = 3.4 \cdot K \quad (\text{lb/in}^2)$$

Esfuerzo por peso del aislante de la torre:

$$S_{ta} = p_{ata} K / 144 (t_s - c)$$

$$p_a = 0.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$Sta = 9.4 \times 1.35 \times \pi \times 144 \times (0.3125 - 0.125) = 0.4352 \times$$

$$Sta = 0.4352 \times \text{lb/ft}$$

Es necesario ahora encontrar el peso de los accesorios (escaleras, plataformas, tuberías con aislante, equipo adicional, etc.)

$$W \text{ escalera} = 25 \times \text{lb/ft.}$$

Para dimensiones de tuberías de acero y peso de ellas consultar tabla 5 del apéndice B y para espesor de aislante en tuberías consultar tabla 6 del apéndice B.

La tubería utilizada para la salida del gas apagado = 24"

La tubería utilizada para la salida del producto + recirculación = 14"

La tubería utilizada para la recirculación de agua = 14"

Tomando en cuenta que el diámetro exterior de las tuberías el peso del aislante será:

$$Wa_{24} = \pi \times 9.4 \times ((do + 2ta)^2 - do^2) / 4 \times 144$$

$$Wa_{24} = \pi \times 9.4 \times ((24 + 2(1.50))^2 - (24.0)^2) / 4 \times 144 =$$

$$Wa_{24} = 7.8442 \times \text{lb/ft}$$

$$Wa_{14} = \pi \times 9.4 \times ((14.0 + 2(1.5))^2 - (14)^2) / 4 \times 144 =$$

$$Wa_{14} = 4.7880 \times \text{lb/ft}$$

El peso total del metal y el aislante:

$$171.17 \times \text{lb/ft} + 7.8442 \times \text{lb/ft} + 2 \times (83.37 \times \text{lb/ft} + 4.7880 \times \text{lb/ft}) =$$

$$315.20 \times \text{lb/ft}$$

El peso total del aislante, tubo, y escalera será por lo tanto:

$$315.20 X + 25 X = 340.20 X \text{ lb/ft}$$

El peso de la tapa y accesorios calculados a lo largo del recipiente será entonces:

$$W_{\text{acc}} = 983.00 + 340.20 X \text{ lb}$$

El esfuerzo total por accesorios sin incluir la rejilla será:

$$S_{\text{Tacc}} = W_{\text{acc}} / \pi d (T_s - c)$$

$$S_{\text{Tacc}} = 983.00 + 340.20 X / \pi (86.4) (0.3125 - 0.125) =$$

$$S_{\text{Tacc}} = 10.40 + 6.68 X \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

Platos chimenea:

Considerandose un espaciamiento promedio entre platos de 10 ft y una distancia a la línea tangente al primer plato de 9 ft; el número de platos aparecidos hasta una distancia cualquiera es:

$$n = X - 9 / 10 + 1 =$$

$$n = X / 10 + 0.1$$

puesto que el peso de los platos incluyendo líquido es de 90 lb/ft<sup>2</sup> de área de plato, el esfuerzo total de platos y de líquido está dado por:

$$S_{\text{TLPr}} = 90 n \pi (n d^2 / 4) / 12 n \pi d (t_s - c)$$

$$90 (X / 10 + 0.1) \pi (7.2)^2 / 4 / 12 n \pi (7.2) (0.3125 - 0.125)$$

$$S_{\text{TLPr}} = 7.2 X + 7.2$$

Para la rejilla (la distancia a la línea tangente a la rejilla es igual a 3.3 pies, la densidad de rejilla 14 lb/ft<sup>2</sup>)

$$r = X - 3.3$$

$$STLP_R = 14 * r * m * d^2 / 4 / 12 * m * m * d * (t_s - c)$$

$$STLP_R = 14 * (X - 3.3) * \pi * 7.2^2 / 4 / 12 * \pi * 7.2 * (0.3125 - 0.125)$$

$$STLP_R = 11.2 X - 36.96 \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

$$STLP = STLP_P + STLP_R$$

$$STLP = 7.2 X + 7.2 + 11.2 X - 36.96$$

$$STLP = 18.40 X - 29.76 \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

El esfuerzo total por carga concéntrica será entonces la suma de todos los esfuerzos anteriores:

$$STCT = STC + STa + STLP + STacc$$

$$STCT = 3.4 X + 0.4352 X + 18.40 X - 29.76 + 18.40 + 6.68 X =$$

$$STCT = 28.92 X - 10.27 \text{ lb/in}^2$$

Esfuerzo por carga de viento.

$$V_w = 85 \text{ m/s} = 234 \text{ km/hr}$$

$$P_w = 0.000827 * (V_w)$$

$$P_w = 0.000827 * (234)^2$$

$$P_w = 50.76 \text{ lb/ft}^2$$

Diámetro efectivo.

Es la mayor distancia en cualquier dirección, medida diametralmente, que ofrece resistencia al viento.

Generalmente la práctica a seguir, dentro de lo posible, es colocar tuberías y escaleras a 90° unas de otras para tratar de disminuir el esfuerzo por viento.

Para el diseño que nos ocupa, las tuberías pueden colocarse a 180° una de otra y a 90° de la escalera.

$$def = 86.4 + 2(0.3125 - 0.125) + 2(1.25) + (24 + 2(1.50)) +$$

$$2(14 + 2(1.50)) = 150.28 \text{ pulgadas}$$

$$def = 150.28 \text{ pulgadas}$$

Utilizando la ecuación 4.23

$$S_{vx} = 2 * P * W * X^2 * \text{def} / (\pi * d_o^2 * (t_s - c))$$

$$S_{vx} = 2 * 50.78 * 150.28 * X^2 / (\pi * (86.4 + 2 * (0.3125 - 0.125))^2 * (0.3125 - 0.125))$$

$$S_{vx} = 3.44 X^2 \quad \text{lb/in}^2$$

Combinaciones de esfuerzo bajo condiciones de operación.

Tensión:

$$S_{Tmax} = S_{vx} + S_a - S_{TCT}$$

$$S_{Tmax} = 3.44 X^2 + 9610.24 - 28.92 X + 10.27$$

$$S_{Tmax} = 3.41 X^2 - 28.92 X + 9620.51$$

En el límite de uso de material, se igualará el esfuerzo permisible al esfuerzo máximo a tensión, de acuerdo con lo cual, se puede encontrar la distancia "X" a la que se cumple esta igualdad.

Para el esfuerzo permisible de 13750 lb/in<sup>2</sup> (apéndice B tabla 3) y con una eficiencia en las uniones de 100% la expresión resultante es:

$$13750 * 1 = 3.44 X^2 - 28.92 X + 9620.51$$

Reduciendo términos:

$$3.44 X^2 - 28.92 X - 8129.49 = 0$$

La solución que está dentro de la distancia real del recipiente es:

$$X = 53.00 \text{ ft.}$$

Compresión:

$$S_{cmax} = S_{vx} - S_a + S_{TCT}$$

Para SA-285-C  $S_{pf} = 29700 \text{ lb/in}^2$  (ver tabla 3 apéndice B)

$$S_{cp} = S_{pf} / 3$$

$$S_{cp} = 29700 / 3 = 9900.00 \text{ lb/in}^2$$

Igualando el esfuerzo crítico obtenido con la suma de esfuerzos aparecidos en el recipiente:

$$\begin{aligned}8566.67 &= 3.44 X^2 - 5610.24 + 28.92 X - 10.27 \\3.44 X^2 + 28.92 X - 14186.94 &= 0 \\X &= 50.15 \text{ ft}\end{aligned}$$

El siguiente paso es comprobar el cascarón para condiciones de erección (tensión y compresión), está es una erección parcial, el recipiente está vacío, no hay aislante, ni presión interna, ni corrosión, solamente las líneas en su lugar, escaleras, y la carga del viento actuando.

#### Condiciones de erección

##### Tensión

$$ST_{\max} = S_{vx} - STCT$$

##### Evaluación de STCT

$$STCT = STC + STacc$$

W tapa = 983.00 lb

W escalera = 25 X lb/ft

W tubería = 297.91 X lb/ft

Por lo tanto,

$$Wacc = 983.00 + 322.91 X \text{ lb}$$

El esfuerzo total por carga de accesorios será:

$$STacc = 983.00 + 322.91 X / (17 \times 0.3125)$$

$$STacc = 11.59 + 3.80 X \text{ lb/in}^2$$

El esfuerzo por peso del cascarón continua siendo:



$$STC = 3.4 \times \text{lb/in}^2$$

El esfuerzo total por carga total concentrada es:

$$STCT = 7.20 X + 11.90 \text{ lb/in}^2$$

El esfuerzo por carga de viento.

$$\text{def} = 86.4 \times 200.3125 + 24 + 2 \times 14 = 139.25 \text{ in}$$

$$\text{def} = 139.25 \text{ pulgadas.}$$

$$Svx = 2 \times 50.78 \times 139.25 \times X^2 / (n \times (86.4 + 200.3125))^2 \times 0.3125$$

$$Svx = 1.90 X^2 \text{ lb/in}^2$$

Con esto el esfuerzo máximo a tensión máxima es:

$$S_{\text{max}} = 1.90 X^2 - 7.20 X - 11.90$$

Al igualarse con el esfuerzo permisible para el material:

$$13750(1) = 1.90 X^2 - 7.20 X - 11.90$$

Reduciendo:

$$1.90 X^2 - 7.20 X - 13761.8 = 0$$

$$X = 87.00 \text{ ft}$$

Compresión:

$$S_{\text{cmx}} = Svx + STCT$$

$$S_{\text{cp}} = 25700/3 = 8566.67 \text{ lb/in}^2$$

$$8566.67 = 1.90 X^2 + 7.20 X + 11.90 = 0$$

$$1.90 X^2 + 7.20 X - 8555.08 = 0$$

$$X = 65.21 \text{ ft}$$

Se debe de observar que la condicion controlante es el esfuerzo a tension en operaci3n, para la cual el valor de la distancia m3xima es :

$$X=53.00ft$$

Pero la distancia a cubrir es de 12.5 ft

Por lo cual se propone el uso de dos placas una de 6 ft y otra de 8 ft , con un espesor de 3/8" cada una, de modo que:

$$X_1 = 12.5 \text{ ft} ; t_{s1} = 5/16"$$

## ETAPA 2

Se supone un espesor de 0.375" para la zona de nafta pesada y gasolina.

El esfuerzo por presión interna está dado por:

$$S_a = P_w d / 4 (t_s - c) E$$

$$S_a = 52.70 \times 123.0 / (4 \times (0.375 - 0.125) \times 1) = 6482.10$$

$$S_a = 6482.10$$

Esfuerzo por peso del cascarón:

$$STC = (\pi \times (d_1 + (t_s - c)) \times (t_s - c) \times r_s \times X / \pi \times d \times (t_s - c) \times (144)) + 3.4 \times (X - X_1)$$

$$STC = (\pi \times (86.4 + (0.375 - 0.125)) \times (0.375 - 0.125) \times 400 \times 12.5 /$$

$$(\pi \times 123.40 \times (0.375 - 0.125) \times 144)) + 3.4 \times (X - 12.0) = 3.4 X - 19.16$$

$$STC = 3.4 X - 19.16$$

Esfuerzo por peso del aislante de la torre:

$$S_{ta} = \rho_{ata} \times X / 144 (t_s - c).$$

$$S_{ta} = 9.4 \times 1.2 \times X / 144 \times (0.375 - 0.125) = 0.3264 X$$

$$S_{ta} = 0.3264 X \text{ lb/ft}$$

Peso total de accesorios en la zona de agua.

$$W_{acc} = 983.00 + 330.07 X$$

Peso de la reducción de la transición de la zona de agua y nafta-gasolina es el siguiente <sup>11</sup>.

$$\text{Area de la transición} = 1/2 \times (b+a) \times h$$

$$= 0.5 \times (86.4 + 123) \times 31.7 = 3310 \text{ in}^2$$

$$= 23 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Peso de la transición} = A_{\text{trans}} \times \text{espesor} \times \rho_s$$

$$= 23 \text{ ft}^2 \times 3.65 \times 10^{-2} \text{ ft} \times 490 \text{ lb/ft}^3 = 410 \text{ lb}$$

<sup>11</sup>Ver cálculo de las secciones reductoras.

Peso de la transición = 410 lb.

Para esta etapa hay que adicionar el peso de las tuberías de colectores de condensados.

La tubería utilizada para la salida de gasolina = 14"

La tubería utilizada para la recirculación de gasolina = 16"

La tubería utilizada para la salida de nafta = 18"

La tubería utilizada para la recirculación de nafta = 10"

Considerando que están aisladas con lana mineral:

$$W_a = \pi \rho_a ((d_o + 2t_a)^2 - d_o^2) / 4 \times 144$$

$$W_{a_{16}} = \pi \times 0.4 \times ((16 + 2(1.50))^2 - (16.0)^2) / 144 \times 4 =$$

$$W_{a_{16}} = 5.38 \text{ X lb/ft}$$

$$W_{a_{14}} = \pi \times 0.4 \times ((14.0 + 2(1.5))^2 - (14)^2) / 144 \times 4 =$$

$$W_{a_{14}} = 4.7580 \text{ X lb/ft}$$

$$W_{a_{10}} = \pi \times 0.4 \times ((10.75 + 2(1.50))^2 - (10.75)^2) / 144 \times 4 =$$

$$W_{a_{10}} = 3.7683 \text{ X lb/ft}$$

Peso del metal y el aislante.

$$(2 \times 82.77) \times 4 + (2 \times 5.38) \times 4 + 53.37 \times 4 + 4.768 \times 4 + 40.48 \times 4 + 3.7683 \times 4 =$$
$$288.68 \text{ X lb/ft}$$

Por lo tanto el peso total de accesorios y reducción será:

$$W_{acc} = 983.00 + 410 + 340.20 \times 4 + 288.68 \times 4 = 1393 + 628.88 \times 4$$

El esfuerzo total por peso de accesorios será:

$$S_{Tacc} = 1393 + 628.88 \times 4 / (\pi \times 123 \times (0.375 - 0.125))$$

$$S_{Tacc} = 14.42 + 6.51 \times 4 \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

Platos chimenea:

Considerandose un espaciamento promedio entre platos de 10 ft y una distancia a la línea tangente al primer plato de 9 ft; el número de platos aparecidos hasta una distancia cualquiera es:

$$n = ((X-9) / 10) + 1 =$$

$$n = (X / 10) + 0.1$$

puesto que el peso de los platos incluyendo líquido es de 90 lb/ft<sup>2</sup> de área de plato, el esfuerzo total de platos y de líquido está dado por:

$$\begin{aligned}STLP_p &= 90 \pi r^2 c / 4 + (12 \pi r d c (t_s - c)) \\90 \pi (X/10 + 0.10)^2 \pi (10.25)^2 / 4 &+ (12 \pi r \pi 10.25 (0.375 - 0.125)) \\STLP_p &= 7.89 X + 7.69\end{aligned}$$

Para la rejilla (la distancia a la línea tangente a la rejilla es igual a 3.3 pies, la densidad de rejilla 14 lb/ft<sup>2</sup>)

$$\begin{aligned}r &= X - 3.3 \\STLP_r &= 14 \pi r^2 d^2 / 4 + 12 \pi r d c (t_s - c) \\STLP_r &= 14 \pi (X - 3.3)^2 \pi (10.25)^2 / 4 + 12 \pi r \pi 10.25 (0.375 - 0.125) \\STLP_r &= 11.9583 X - 39.462 \text{ (lb/in}^2\text{)}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}STLP &= STLP_p + STLP_r \\STLP &= 7.89 X + 7.69 + 11.9583 X - 39.462 \\STLP &= 19.85 X - 31.78 \text{ (lb/in}^2\text{)}\end{aligned}$$

El esfuerzo total por carga concéntrica será entonces la suma de todas las fuerzas anteriores.

$$STCT = STC + Sta + STLP + STacc$$

$$STCT = 3.4 X - 19.16 + 0.3264 X + 19.65 X - 31.78 + 14.42 + 6.51 X$$

$$STCT = 29.88 X - 36.52$$

Esfuerzo por carga de viento:

$$def = 123 + 2(0.375 - 0.125) + 2(1.25) + (24 + 2(1.5)) + 3(14 + 2(1.5)) + 2(16 + 2(1.5)) + (10.75 + 2(1.5)) = 255.75$$

$$def = 255.75 \text{ pulgadas.}$$

$$Svx = 2 * P * W * def * X / (\pi * d_o^2 * (t_s - c))$$

$$Svx = 2 * 60.76 * 255.75 * X / (\pi * (123 + 2(0.375 - 0.125))^2 * (0.375 - 0.125))$$

$$Svx = 1.45 X^2 \text{ lb/in}^2$$

Combinaciones de esfuerzo bajo condiciones de operación.

Tensión:

$$ST_{max} = Svx + Sa - STCT$$

$$ST_{max} = 1.45 X^2 + 6482.10 - 29.88 X + 36.50 X$$

$$ST_{max} = 1.45 X^2 - 29.88 X + 6518.60$$

$$13750 * 1 = 1.45 X^2 - 29.88 X + 6518.60$$

Reduciendo términos:

$$1.45 X^2 - 29.88 X - 7231.40 = 0$$

$$X = 81.64 \text{ ft}$$

Compresión:

$$S_{cmax} = S_{vx} - S_a + STCT$$

Para SA-285-C  $S_{pf} = 25700 \text{ lb/in}^2$  (ver tabla 3 apéndice B)

$$S_{cp} = S_{pf} / 3$$

$$S_{cp} = 25700 / 3 = 8566.67 \text{ lb/in}^2$$

Iguando el esfuerzo crítico obtenido con la suma de esfuerzos aparecidos en el recipiente:

$$8566.67 = 1.45 X^2 - 6482.10 + 29.88 X - 36.50$$

$$1.45 X^2 + 29.88 X - 15085.27 = 0$$

$$X = 92.10 \text{ ft}$$

Condiciones de erección

Tensión

$$S_{Tmax} = S_{vx} - STCT$$

Evaluación de STCT

$$STCT = STC + STacc$$

El esfuerzo del cascarón:

$$STC = \left( \frac{\pi M C d_1 + C 2 M L S_2}{\pi M C d + C 2 M L S} \right) M L S_1 + 490 M X_1 + \left( \frac{\pi M C d + C 2 M L S}{\pi M C d + C 2 M L S} \right) M L S_1 + 440 + 3.4 M (X - X_1)$$

STC =

$$(\pi)(25.4 + (2)(0.3125)) \times (0.3125) \times 490 \times 12 / (\pi)(123 + (2)(0.375)) \times (0.375 \times 144)$$

$$+ 3.4 \times (X - 12) = 3.4 X - 16.87$$

$$STC = 3.4 X - 16.87$$

El esfuerzo por accesorios será:

$$W_{\text{tapa}} = 983.00 \text{ lb}$$

$$W_{\text{reduccion}} = 410 \text{ lb}$$

$$W_{\text{escalera}} = 25 \times \text{lb/ft}$$

$$W_{\text{tuberia agua}} = 297.91 \text{ lb/ft}$$

$$W_{\text{tuberia gasolina y nafta}} = 269.39 \text{ lb/ft}$$

Por lo tanto,

$$W_{\text{acc}} = 1393 + 592.3 \times \text{lb}$$

El esfuerzo total por carga de accesorios será:

$$ST_{\text{acc}} = 1393 + 592.3 / (\pi)(123 + (2)(0.375))$$

$$ST_{\text{acc}} = 9.61 + 4.20 \times (\text{lb/in}^2)$$

El esfuerzo total por carga total concéntrica es:

$$STCT = 3.4X - 16.87 + 9.61 + 4.20 X$$

$$STCT = 7.59 X - 7.25$$

El esfuerzo por carga de viento.

$$\text{def} = 123 \times 2(0.5) + 24 + 2(14) + (2)(16) + 10.75$$

$$\text{def} = 218.75 \text{ pulgadas}$$

$$S_{vX} = 2 \times 50.76 \times 218.75 \times (\pi)(123 + 2(0.375 - 0.125))^2 \times (0.375 - 0.125)$$

$$S_{vX} = 1.30 X^2 (\text{lb/in}^2)$$

Con esto el esfuerzo máximo a tensión máxima es:



$$ST_{max} = 1.30 X^2 - 7.59 X + 7.25$$

Al igualarse con el esfuerzo permisible para el material:

$$13750(1) = 1.30 X^2 - 7.59 X + 7.25$$

Reduciendo:

$$1.30 X^2 - 7.59 X - 13757.25 = 0$$
$$X = 103.58 \text{ ft}$$

Compresión:

$$S_{cmax} = S_{vx} + STCT$$

$$S_{cp} = 25700/3 = 8566.67 \text{ lb/in}^2.$$

$$8566.67 = 1.30 X^2 - 7.25 + 7.59 X$$

$$1.30 X^2 + 7.59 X - 8573.93 = 0$$

$$X = 78.10 \text{ ft}$$

En esta segunda etapa, la condición controlante será la compresión en erección para la cual  $X = 78.10 \text{ ft}$

La longitud a cubrir en esta segunda etapa es de 30 pies por lo que se sugiere el uso de cuatro placas tres de ellas de 8 pies cada una y la cuarta de 6 pies.

$$X_2 = 30 \text{ ft} \quad t_{sz} = 3/8''$$

### ETAPA 3

Se supone un espesor de 0.625" para la zona de pesados.

El esfuerzo por presión interna está dado por:

$$S_a = P \cdot d / 4 (t_s - c) E$$

$$S_a = 54.40 \times 147.6 / 4 \times (0.625 - 0.125) \times 110 = 5392.96$$

$$S_a = 4014.72 \text{ lb/in}^2$$

Esfuerzo por peso del cascarón:

$$\begin{aligned} \text{STC} &= (\pi \times d_1 + (t_{s1} - c)) (t_{s1} - c) r_s X_1 / \pi \times d \times (t_s - c) (144) + \\ &(\pi \times d_2 + (t_{s2} - c)) (t_{s2} - c) r_s X_2 / \pi \times d \times (t_s - c) (144) + \\ &3.4 (X - (X_1 + X_2)) \end{aligned}$$

$$\text{STC} = (\pi \times 86.4 + (0.3125 - 0.125)) (0.3125 - 0.125) \times 490 \times 12.5 /$$

$$(\pi \times 147.60 (0.625 - 0.125) \times 144) +$$

$$(\pi \times 123 + (0.375 - 0.125)) (0.375 - 0.125) \times 490 \times 30 /$$

$$(\pi \times 147.60 (0.625 - 0.125) \times 144) + (3.4 (X - 42.5))$$

$$= 3.4 X - 101.49$$

$$\text{STC} = 3.4 X - 101.49$$

Esfuerzo por peso del aislante de la torre:

$$S_{ta} = \rho_a \times t_a \times X / 144 (t_s - c)$$

$$S_{ta} = 9.4 \times 1.25 \times X / 144 \times (0.625 - 0.125) = 0.1632 X$$

$$S_{ta} = 0.1632 X \text{ lb/ft}$$

Peso total de accesorios en la zona de agua, gasolina y nafta.

$$W_{acc} = 1393 + 628.75 X$$

Peso de la reducción de la transición de la zona de agua y nafta-gasolina es el siguiente \*.

Area de la transición =  $1/2 * (b+a) * h$

$$= 0.5 * (123 + 147.6) * 21.3 = 2881.90 \text{ in}^2 \\ = 20 \text{ ft}^2.$$

Peso de la transición. = A trans \* espesor \*  $\delta_s$

$$= 20 \text{ ft}^2 * 4.168 \times 10^{-2} \text{ ft} * 490 \text{ lb/ft}^2 = 409 \text{ lb}$$

Peso de la transición = 409 lb.

Para esta etapa hay que adicionar el peso de las tuberías de colectores de condensados.

La tubería utilizada para la salida de pesados = 18"

La tubería utilizada para la recirculación de pesados = 18"

Considerando que están aisladas con lana mineral:

$$W_a = \pi * \rho_a * ((d_o + 2t_a)^2 - d_o^2) / 4 * 144 \\ W_{a_{18}} = \pi * 9.4 * (18 + 2(2.0))^2 - (18.0)^2 / 144 * 144 = \\ W_{a_{18}} = 7.3827 \text{ X lb/ft}$$

Peso del metal y el aislante.

$$(2 * 82.77) \text{ X} + (2 * 7.3827) \text{ X} = 180.3055 \text{ X (lb/ft)}$$

Por lo tanto el peso total de accesorios será:

$$W_{acc} = 1393 + 409 + 829.75 \text{ X} + 180.31 \text{ X} = 1802 + 809.06 \text{ X}$$

El esfuerzo total por peso de accesorios será:

$$S_{Tacc} = 1802 + 809.06 \text{ X} / (\pi * 147.6 * (0.025 - 0.125))$$

$$S_{Tacc} = 7.77 + 3.49 \text{ X (lb/in}^2)$$

\*Ver cálculo de las secciones reductoras.

Para la rejilla (la distancia a la línea tangente a la rejilla es igual a 3.3 pies, la densidad de rejilla 14 lb/ft<sup>2</sup>).

$$r = X - 3.3$$

$$STLPr = 14 \pi r \pi d^2 / 4 / 12 \pi \pi d \pi (ts - c)$$

$$STLPr = 14 \pi (X - 3.3) \pi \pi 12.30^2 / 4 / 12 \pi \pi 12.30 \pi (0.625 - 0.125)$$

$$STLPr = 7.18 X - 23.68 \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

$$STLP = 7.175 X - 23.68 \quad \text{lb/in}^2$$

El esfuerzo total por carga concéntrica será entonces la suma de todas las fuerzas anteriores.

$$STCT = STC + Sta + STLP + STacc$$

$$STCT = 3.4 X - 101.49 + 0.1832 X + 7.18 X - 23.68 + 7.77 + 3.49 X$$

$$STCT = 14.23 X - 117.40$$

Esfuerzo por carga de viento:

$$def = 147.5 + 2(0.625 - 0.125) + 2(1.25) + (24 + 2(1.5)) + (3 \pi (14 + 2(1.5))) +$$

$$(10.75 + 2(1.5)) + (4 \pi (16 + 2(1.5)))$$

$$= 320.85 \text{ pulgadas}$$

$$def = 320.83 \text{ pulgadas.}$$

$$Svx = 2 \pi Pw \pi def \pi X^2 / (\pi \pi d \pi (ts - c))$$

$$Svx = 2 \pi 50.78 \pi 320.83 \pi X^2 / (\pi \pi (146.7 + 2(0.625 - 0.125)) \pi (0.625 - 0.125))$$

$$Svx = 0.9390 X^2 \quad \text{lb/in}^2$$

Combinaciones de esfuerzo bajo condiciones de operación.

Tensión.

$$ST_{max} = Svx + Sa - STCT$$

$$ST_{max} = 0.9390 X^2 + 4014.72 - 14.23 X + 117.40$$

$$ST_{max} = 0.9390 X^2 - 14.23 X + 4132.12$$

Ahora el esfuerzo permisible será de 9800 lb/in<sup>2</sup>.

$$9800 = 1 = 0.9390 X^2 - 14.23 X + 4132.12$$

Reduciendo términos:

$$0.9390 X^2 - 14.23 X - 5687.88 = 0$$

$$X = 85.63 \text{ ft}$$

Compresión:

$$Sc_{max} = Svx - Sa + STCT$$

Para SA-240-304 Spf = 30000 lb/in<sup>2</sup> (ver tabla 3 apéndice B)

$$Scp = Spf/3$$

$$Scp = 30000 / 3 = 10000 \text{ lb/in}^2$$

Igualando el esfuerzo crítico obtenido con la suma de esfuerzos aparecidos en el recipiente:

$$10000 = 0.9390 X^2 - 4014.72 + 14.23 X - 117.40$$

$$0.9390 X^2 + 14.23 - 14132.12 = 0$$

$$X = 114.86 \text{ ft}$$

Condiciones de erección

Tensión.

$$ST_{max} = Svx - STCT$$

Evaluación de STCT

$$STCT = STC + STacc$$

El esfuerzo del cascarón:

$$STC = \frac{(\pi K(d_1 + (2Mts_1)) \cdot Mts_1 + 490 \cdot X_1 / (\pi K(d + (2Mts)) \cdot Mts \cdot 144)) + (\pi K(d_2 + (2Mts_2)) \cdot Mts_2 + 490 \cdot X_2 / (\pi K(d + (2Mts)) \cdot Mts \cdot 144))}{3.4 \cdot X - (X_1 + X_2)}$$

$$STC = \frac{(\pi K(88.4 + (2 \cdot 0.3125)) \cdot 0.3125 + 490 \cdot 12.5 / (\pi \cdot 147.6 + (2 \cdot 0.625)) \cdot 0.625 \cdot 144) + (\pi K(153 + (2 \cdot 0.375)) \cdot 0.375 + 490 \cdot 30 / (\pi K(147.6 + (2 \cdot 0.625)) \cdot 0.625 \cdot 144))}{+ 3.4 \cdot X - 45} = 3.4 \cdot X - 87.97$$

$$STC = 3.4 \cdot X - 87.97$$

El esfuerzo por accesorios será:

W tapa = 983.00 lb

W reducción (agua - nafta y gasolina) = 410 lb.

W reducción (nafta y gasolina - pesados) = 409 lb.

W escalera = 25 X lb/ft

W tubería agua = 322.91 X lb/ft

W tubería gasolina y nafta = 259.39 X lb/ft

W tubería pesados = 185.54 X lb/ft

Por lo tanto.

$$Wacc = 1802 + 772.84 \text{ lb}$$

El esfuerzo total por carga de accesorios será:

$$STacc = 1802 + 772.84 \cdot X / (\pi \cdot 147.6 \cdot 0.625)$$

$$STacc = 8.22 + 2.06 \cdot X \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

El esfuerzo total por carga total concéntrica es:

$$STCT = 3.4 \cdot X - 87.97 + 8.22 + 2.06 \cdot X$$

$$STCT = 6.06 \cdot X - 81.75$$

El esfuerzo por carga de viento.

$$\text{def} = 147.8 + 2(0.625) + 24 + (3 \times 14) + (4 \times 16) + 10.75 = 289.8 \text{ pul.}$$

$$\text{def} = 289.60 \text{ pulgadas}$$

$$S_{vx} = 2 \times 50.76 \times 289.60 \times X / (\pi \times (147.8 + 2(0.625))^2 \times 0.625)$$

$$S_{vx} = 0.6758 X^2 \text{ (lb/in}^2\text{)}$$

Con esto el esfuerzo máximo a tensión máxima es:

$$S_{Tmax} = 0.6758 X^2 - 8.08 X + 81.75$$

Al igualarse con el esfuerzo permisible para el material:

$$9800 \times (1) = 0.6758 X^2 - 8.08 X + 81.75$$

Reduciendo:

$$0.6758 X^2 - 8.08 X - 9718.25 = 0$$

$$X = 124.90 \text{ ft}$$

Compresión:

$$S_{cmax} = S_{vx} + S_{ICT}$$

$$S_{cp} = 30000/3 = 10000 \text{ lb/in}^2$$

$$10000 = 0.6758 X^2 + 8.08 X - 81.75$$

$$0.6758 X^2 + 8.08 X - 10081.75 = 0$$

$$X = 117.74 \text{ ft}$$

En esta tercera etapa, la condición controlante será la tensión en operación para la cual  $X = 85.63 \text{ ft}$

Una vez que se han cubierto los 75.0 ft de altura de la torre, será necesario comprobar todas las secciones a condición de sismo.

La longitud a cubrir en esta tercera etapa es de 28.5 pies por lo que se sugiere el uso de cuatro placas tres de ellas de 8 pies y la cuarta de 6 pies.

$$X_3 = 28.5 \text{ ft} \quad t_{33} = 5/8''$$

#### IV.12.) REVISION POR SISMO.

##### ETAPA 3

En la línea de tangentes del fondo el esfuerzo total por carga total STCT bajo condiciones de operación

$$\text{Diametro (pulgadas)} = 147.6 \quad \text{Altura (pies)} = 75$$

$$\text{STCT} = 14.23 * X - 117.40$$

$$\text{STCT} = 14.23 * (75) - 117.40$$

$$\text{STCT} = 949.68 \text{ lb/in}^2$$

El peso total por otra parte está dado por:

$$W = \text{STCT} * \pi * d * t_s$$

$$W = 949.68 * \pi * (147.6 + 2 * (0.625)) * 0.825$$

$$W = 277561.30 \text{ lb}$$

Por lo tanto el peso por unidad de longitud

$$w = 277561.30 / 75 = 3700.82 \text{ lb/ft}$$

Periodo de vibración por la ecuación 4.25

$$T = 2.65 * 10^{-5} * (H/d)^2 * (w/d)^{0.5}$$

$$T = 2.65 * 10^{-5} * (75/12.40)^2 * (3700.82 * 12.40 / 0.625)^{0.5}$$

$$T = 0.33 \text{ seg}$$



Tomando como referencia el período proporcionado, en la tabla correspondiente se puede observar un valor para el coeficiente sísmico de 0.20 para la etapa 3

El momento debido a la fuerza sísmica puede calcularse mediante:

$$M_{sx} = 4 * 0.20 * 277561.30 * ((3 * 85) - 75) * (75)^2 / (85)^2$$

$$M_{sx} = 31117596 \text{ lb-in}$$

El esfuerzo por carga sísmica será

$$S_{sx} = M_{sx} / (I * (73.80)^2 * (0.825 - 0.125))$$

$$S_{sx} = 31117596 / (I * (73.80)^2 * (0.825 - 0.125))$$

$$S_{sx} = 3576.41 \text{ lb/in}^2$$

y el correspondiente esfuerzo por carga de viento será:

$$S_{vx} = 0.9390 * X^2$$

$$S_{vx} = 0.9390 * (75)^2$$

$$S_{vx} = 5282.24 \text{ lb/in}^2$$

Ya que  $S_{sx} < S_{vx}$ , el espesor determinado para esta etapa es definitivo.

## ETAPA 2

Diámetro (in) = 123

Altura (pies) = 42.5

$$STCT = 7.59 X - 7.25$$

$$STCT = 7.59(42.5) - 7.25$$

$$STCT = 315.33 \text{ lb/in}^2$$

El peso total por otra parte está dado por:

$$W = STCT \cdot \pi \cdot r \cdot h \cdot t$$

$$W = 315.33 \cdot \pi \cdot (123.0 + 2 \cdot (0.375)) \cdot 0.375$$

$$W = 45976.17 \text{ lb}$$

El momento debido a la fuerza sísmica puede calcularse mediante:

$$M_{sx} = 4 \cdot C \cdot W \cdot (3H - X) \cdot X^2 / H$$

$$M_{sx} = 4 \cdot 0.20 \cdot 45976.17 \cdot ((3 \cdot 65) - 42.5) \cdot (42.5)^2 / (65)^2$$

$$M_{sx} = 1953987 \text{ lb-in}$$

El esfuerzo por carga sísmica será

$$S_{sx} = M_{sx} / (\pi \cdot r \cdot (t_s - c))$$

$$S_{sx} = 1953987 / (\pi \cdot (62.875) \cdot (0.375 - 0.125))$$

$$S_{sx} = 649.83 \text{ lb/in}^2$$

y el correspondiente esfuerzo por carga de viento será:

$$S_{vx} = 1.308 \cdot X^2$$

$$S_{vx} = 1.308 \cdot (42.5)^2$$

$$S_{vx} = 2362.57 \text{ lb/in}^2$$

Ya que  $S_{sx} < S_{vx}$ , el espesor determinado para esta etapa es definitivo.

## ETAPA 1

Diametro (in) = 88.4

Altura (pies) = 12.50

$$STCT = 28.92 X - 10.27$$

$$STCT = 28.92(12.5) - 10.27$$

$$STCT = 351.23 \text{ lb/in}^2$$

El peso total por otra parte esta dado por:

$$W = STCT \pi d t_s$$

$$W = 351.23 \pi (88.40 + 2(0.3125)) (0.3125)$$

$$W = 30007.2 \text{ lb}$$

El momento debido a la fuerza sísmica puede calcularse mediante:

$$M_{sx} = 4 C_e W_e (3H - X) e X^2 / H$$

$$M_{sx} = 4(0.20)(30007.20) (3(88.5) - 12.5) (12.5)^2 / (88.5)^2$$

$$M_{sx} = 125895.20 \text{ lb-in}$$

El esfuerzo por carga sísmica será

$$S_{sx} = M_{sx} / (\pi r^2 (t_s - c))$$

$$S_{sx} = 125895.20 / (\pi (43.20)^2 (0.3125 - 0.125))$$

$$S_{sx} = 112.88 \text{ lb/in}^2$$

y el correspondiente esfuerzo por carga de viento será:

$$S_{vx} = 3.44 X^2$$

$$S_{vx} = 3.44 (12.5)^2$$

$$S_{vx} = 537.44 \text{ lb/in}^2$$

Ya que  $S_{sx} < S_{vx}$ , el espesor determinado para esta etapa es definitivo. Con lo cual quedan comprobados todos los espesores calculados bajo la condición de viento.

Si alguno de los espesores calculados en esta última condición no fuese suficiente, se tendría que incluir el esfuerzo por sismo en lugar del esfuerzo por viento en la suma total e igualarlo al de compresión o tensión máximo permisible (según sea el caso), resultando otras distancias para las secciones correspondientes.

#### IV.13.) CALCULO DEL ESPESOR DE LA REDUCCION

Sección de agua.

$d_1 = 86.4$  pulgadas.

$l = 150$  pulgadas.

Sección de gasolina y nafta.

$d_2 = 123$  pulgadas.

$l = 360$  pulgadas.

Para diseñar la reducción debe de fijarse el ángulo  $\alpha$  en este caso se utilizará un valor de  $30^\circ$  para obtener una transición cónica del menor tamaño posible.

Si  $\alpha = 30^\circ$  la longitud de la reducción será:

$$l = (123 - 86.4) / (2 \tan 30^\circ)$$

$$l = 31.7 \text{ pulgadas.}$$

El espesor de la reducción cónica se calcula como si fuera una tapa del mismo tipo, usando en la ecuación correspondiente del diámetro mayor.

Presión de diseño:

$$P_d = 48.70 \text{ lb/in}^2.$$

La temperatura de diseño será:

$$T_d = 220 + 25 = 245 \text{ }^\circ\text{F}$$

A una temperatura de  $245 \text{ }^\circ\text{F}$  el esfuerzo de trabajo del material es de  $13750 \text{ lb/in}^2$  del apéndice B tabla 3

Para uniones a tope a radiografía total  $E = 1.0$ .

El espesor puede calcularse como:

$$t_{cd} = (P_d d_2 / (2 \cos \alpha (S_w E - 0.6 P_d))) + c$$

$$t_{cd} = (48.70 \times 123 / (2 \cos(30^\circ) (13750 \times 1 - 0.6 \times 48.70))) + 0.125$$

$$t_{cd} = 0.252 + 0.125$$

$$t_{cd} = 0.3770 \text{ pulgadas}$$

Se selecciona un espesor de  $7/16$  pulgadas.

REVISION DE LAS UNIONES CONO-CILINDRO.

Según las condiciones para reforzar las uniones

$$\alpha \leq 30^\circ$$

$$\Delta < \alpha$$

Debido a que se cumple la primera de ellas, se hace necesario evaluar la segunda. Para encontrar  $\Delta$  de cada unión, es necesario calcular la relación  $P/SE$ .

$$P/SE = 48.70/13750 = 1) = 0.00354$$

UNION CONO-CILINDRO MAYOR

Con el valor de  $P/SE$  en la tabla 4.1

$$\Delta = 19.62^\circ \text{ (interpolado)}$$

Puesto que  $\Delta < \alpha$  se hace necesario calcular el área de refuerzo para esta unión.

$$A = (PWR^2 / (2WSE)) * (1 - (\Delta/\alpha)) * \tan \alpha$$

$$A = (48.70 * 61.5^2 / (2 * 13750 * 1)) * (1 - (19.62/30)) * \tan 30^\circ$$

$$A = 1.3380 \text{ pulgadas}^2.$$

Para calcular el área con la que contribuye el cuerpo cilíndrico y la sección cónica debido al exceso de espesor, habrá que detreminar el espesor del cilindro.

$$tsd = (48.70 * 61.5 / (13750 * 1 - (0.8 * 48.70))) + 0.125$$

$$tsd = 0.2183 + 0.125$$

$$tsd = 0.3433 \text{ pulgadas}$$

pero se determinó un espesor para esta zona anteriormente de 3/8" (ver cálculo de espesor de la torre).

Para encontrar el área, se hace uso de la ecuación

$$Ae = 4 * te * (ts + R1)^{0.5}$$

donde

$$t = 0.2183 \text{ pulgadas.}$$

$$t_s = 0.375 - 0.125 = 0.25 \text{ pulgadas.}$$

$$t_c = 0.4375 - 0.125 = 0.3125 \text{ pulgadas.}$$

$$t_e = t_s - t = 0.25 - 0.2183 = 0.0317 \text{ pulgadas.}$$

$$t_e = t_c - t / \cos \alpha = 0.3125 - 0.2183 / \cos 30^\circ = 0.1088 \text{ pulgadas.}$$

usando el primer valor obtenido:

$$A_e = 4 \times 0.0317 \times (0.25 \times 61.5)^{0.5}$$

$$A_e = 0.4972 \text{ pulgadas}^2.$$

El área transversal mínima que deberá tener el anillo de refuerzo será la diferencia entre el área total y el área en exceso.

$$A - A_e = 1.338 - 0.4972 = 0.84$$

En el apéndice B tabla 4 se observa que el perfil más adecuado es el siguiente:

ANGULO DE  $2\frac{1}{2}$ "  $\times$   $2\frac{1}{2}$ "  $\times$   $3/16$ "

El anillo de refuerzo puede ser colocado en el cilindro a una distancia desde la union no mayor de

$$l = (t_s \times R_s)^{0.5} = (0.25 \times 61.5)^{0.5}$$

$$l = 4.0 \text{ pulgadas}$$

y el centro de del perfil de refuerzo deberá estar ubicado dentro de la distancia

$$l' = 0.5 \times (t_s \times R_s)^{0.5} = 0.5 \times (0.25 \times 61.5)^{0.5}$$

$$l' = 2.0 \text{ pulgadas}$$

UNION CONC-CILINDRO MENOR.

Con el mismo valor de P/SE pero de la tabla 4.2

$$\Delta = 5.03^\circ$$

Como  $\Delta < \alpha$  nuevamente se hace necesario calcular el área de refuerzo para esta unión.

$$A = (P \cdot R_s^2 / (2 \cdot S \cdot E)) \cdot (1 - (\Delta / \alpha)) \cdot \tan \alpha$$

$$A = (48.70 \cdot 43.2^2 / (2 \cdot 13750 \cdot 1)) \cdot (1 - (5.03/30)) \cdot \tan 30^\circ$$

$$A = 1.588 \text{ pulgadas}^2.$$

Espesor del cilindro menor.

$$t_{sd} = (48.70 \cdot 43.2 / (13750 \cdot 1 - (0.6 \cdot 48.70))) + 0.125$$

$$t_{sd} = 0.1533 + 0.125$$

$$t_{sd} = 0.2783 \text{ pulgadas}$$

pero se determinó un espesor para esta zona anteriormente de 5/16" (ver cálculo de espesor de la torre).

Para encontrar el área se hace uso de la ecuación.

$$A_e = m \cdot (t_s \cdot R_s)^{0.5} \cdot m \cdot ((t_c - t) / \cos \alpha + (t_s - t))$$

En esta ecuación definimos aquellos terminos conocidos.

$$t = 0.1533 \text{ pulgadas}$$

$$t_s = 0.3125 - 0.125 = 0.1875 \text{ pulgadas.}$$

$$t_c = 0.4375 - 0.125 = 0.3125 \text{ pulgadas.}$$

Donde

$$m = t_s \cdot \cos(\alpha - \Delta) / t = 0.1875 \cdot \cos(30 - 5.03) / 0.1533 = 1.11$$

$$m = t_c \cdot \cos \alpha \cdot \cos(\alpha - \Delta) / t = 0.3125 \cdot \cos 30^\circ \cdot \cos(30 - 5.03) / 0.1533$$

$$= 1.60$$

usando el primer valor obtenido para m

$$A_e = 1.11 \cdot (0.1533 \cdot 43.2)^{0.5} \cdot m \cdot ((0.3125 - 0.1533) / \cos 30^\circ + (0.1875 - 0.1533))$$

$$A_e = 0.5052 \text{ pulgadas}^2.$$

El área transversal mínima que deberá tener el anillo de refuerzo será la diferencia entre el área total y el área en exceso.

$$A - A_e = 1.588 - 0.5052 = 1.08$$

$$A - A_e = 1.08 \text{ pulgadas}^2.$$

En el apéndice B tabla 4 se observa que el perfil más adecuado es el siguiente:

ANGULO DE 1 3/4" x 1 3/4" x 3/8"

El anillo de refuerzo puede ser colocado en el cilindro a una distancia desde la union no mayor de

$$l = (t_s \times R_s)^{0.5} = (0.1875 \times 43.2)^{0.5}$$

$$l = 2.85 \text{ pulgadas}$$

y el centroide del perfil de refuerzo deberá estar ubicado dentro de la distancia

$$l' = 0.5 \times (t_s \times R_s)^{0.5} = 0.5 \times (0.1875 \times 43.2)^{0.5}$$

$$l' = 1.43 \text{ pulgadas}$$

Sección de nafta y gasolina.

$$d_t = 123 \text{ pulgadas.}$$

$$l = 360 \text{ pulgadas.}$$

Sección de pesados.

$$d_t = 147.6 \text{ pulgadas.}$$

$$l = 180 \text{ pulgadas.}$$

Para diseñar la reducción debe de fijarse el ángulo  $\alpha$  en este caso se utilizará un valor de  $30^\circ$  para obtener una transición cónica del menor tamaño posible.

Si  $\alpha = 30^\circ$  la longitud de la reducción será:

$$l = (147.6 - 123) / (2 \times \tan 30^\circ)$$

$$l = 21.3 \text{ pulgadas.}$$

El espesor de la reducción cónica se calcula como si fuera una tapa del mismo tipo, usando en la ecuación correspondiente del diámetro mayor.



Presión de diseño:

$$P_d = 52.7 \text{ lb/in}^2$$

La temperatura de diseño será:

$$T_d = 525 + 25 = 550 \text{ }^\circ\text{F}$$

A una temperatura de 550 °F el esfuerzo de trabajo del material es de 13750 lb/in<sup>2</sup> del apéndice B tabla 3.

Para uniones a tope a radiografía total E = 1.0.

El espesor puede calcularse como:

$$\begin{aligned} t_{cd} &= (P_d r_i / (2 S E \cos(\alpha) (S E - 0.6 P_d))) + c \\ t_{cd} &= (52.7 \times 147.6 / (2 \times 13750 \times 1 - 0.6 \times 52.7)) + 0.125 \\ t_{cd} &= 0.3274 + 0.125 \\ t_{cd} &= 0.4524 \text{ pulgadas} \end{aligned}$$

Se selecciona un espesor de 1/2"

#### REVISIÓN DE LAS UNIONES CONO-CILINDRO.

Según las condiciones para reforzar las uniones

$$\alpha \leq 30^\circ$$

$$\Delta < \alpha$$

Debido a que se cumple la primera de ellas, se hace necesario evaluar la segunda. Para encontrar  $\Delta$  de cada unión, es necesario calcular la relación P/SE.

$$P/SE = 52.7 / (13750 \times 1) = 0.0038$$

#### UNION CONO-CILINDRO MAYOR

Con el valor de P/SE en la tabla 3.2

$$\Delta = 20.4^\circ \text{ (interpolado)}$$

Puesto que  $\Delta < \alpha$  se hace necesario calcular el área de refuerzo para esta unión.

$$\begin{aligned} A &= (P \times r_i^2 / (2 \times S \times E)) \times (1 - (\Delta / \alpha)) \times \tan \alpha \\ A &= (52.7 \times 73.6^2 / (2 \times 13750 \times 1)) \times (1 - (20.4 / 30)) \times \tan 30^\circ \\ A &= 1.93 \text{ pulgadas}^2 \end{aligned}$$

Para calcular el área con la que contribuye el cuerpo cilíndrico y la sección cónica debido al exceso de espesor, habrá que determinar el espesor del cilindro.

$$t_{sd} = (52.7 \times 73.8 / (13750 \times 1 - (0.8 \times 52.7))) + 0.125$$

$$t_{sd} = 0.2835 + 0.125$$

$$t_{sd} = 0.4085 \text{ pulgadas}$$

Determino un espesor para esta zona anteriormente de 5/8" (ver cálculo de espesor de la torre).

Para encontrar el área, se hace uso de la ecuación

$$A_e = 4 \times t_e \times (t_s \times R)^{0.5}$$

donde

$$t = 0.2835 \text{ pulgadas.}$$

$$t_s = 0.525 - 0.125 = 0.5 \text{ pulgadas.}$$

$$t_c = 0.50 - 0.125 = 0.375 \text{ pulgadas.}$$

$$t_e = t_s - t = 0.50 - 0.2835 = 0.2165 \text{ pulgadas.}$$

$$t_e = t_c - t / \cos \alpha = 0.375 - 0.2835 / \cos 30^\circ = 0.1057 \text{ pulgadas.}$$

usando el segundo valor obtenido de  $t_e$

$$A_e = 4 \times 0.1057 \times (0.5 \times 73.8)^{0.5}$$

$$A_e = 2.57 \text{ pulgadas}^2.$$

El área transversal mínima que deberá tener el anillo de refuerzo será la diferencia entre el área total y el área en exceso.

$$A - A_e = 1.93 - 2.57 = -0.6383$$

Como esta diferencia es negativa, esto quiere decir que no es necesario poner anillos de refuerzo ya que el exceso de espesor del cilindro (7/16" a 5/8") es suficiente para soportar la unión cono-cilindro.

UNION COMO-CILINDRO MENOR.

Con el mismo valor de P/SE pero de la tabla 3.1

$$\Delta = 5.2^{\circ}$$

Como  $\Delta < \alpha$  nuevamente se hace necesario calcular el área de refuerzo para esta unión.

$$A = (PWRs^2 / (2MSME)) * (1 - (\Delta/\alpha)) * \tan \alpha$$

$$A = (82.7 * 81.5^2 / (2 * 13750 * 1)) * (1 - (5.2/30)) * \tan 30^{\circ}$$

$$A = 3.45 \text{ pulgadas}^2.$$

Espesor del cilindro menor.

$$tsd = (82.7 * 81.5 / (13750 * (1 - (0.6 * 52.7)))) + 0.125$$

$$tsd = 0.2363 + 0.125$$

$$tsd = 0.3613 \text{ pulgadas}$$

pero se determinó un espesor para esta zona anteriormente de  $3/8''$  (ver cálculo de espesor de la torre).

Para encontrar el área se hace uso de la ecuación.

$$A_e = m * (t_c * t_r s)^{0.5} * ((t_c - t) / \cos \alpha + (t_s - t))$$

En esta ecuación definimos aquellos terminos conocidos.

$$t = 0.2363 \text{ pulgadas}$$

$$t_s = 0.375 - 0.125 = 0.25 \text{ pulgadas.}$$

$$t_c = 0.50 - 0.125 = 0.375 \text{ pulgadas.}$$

Donde

$$m = t_s * \cos(\alpha - \Delta) / t = 0.25 * \cos(30 - 5.2) / 0.2363 = 0.9604$$

$$m = t_s * \cos \alpha * \cos(\alpha - \Delta) / t = 0.375 * \cos 30^{\circ} * \cos(30 - 5.2) / 0.2363 = 1.25$$

usando el primer valor obtenido para m

$$A_e = 0.9604 * (0.2363 * 81.5)^{0.5} * ((0.375 - 0.2363) / \cos 30^{\circ} + (0.25 - 0.2363))$$

$$A_e = 0.5772 \text{ pulgadas}^2.$$

El área transversal mínima que deberá tener el anillo de refuerzo será la diferencia entre el área total y el área en exceso.

$$A - A_e = 3.45 - 0.5772 = 2.87$$

$$A - A_e = 2.87 \text{ pulgadas}^2.$$

En el apéndice B tabla 4 se observa que el perfil más adecuado es el siguiente:

ANGULO DE 3 1/2" x 3 1/2" x 7/16"

El anillo de refuerzo puede ser colocado en el cilindro a una distancia desde la unión no mayor de

$$l = (L_s \times R_s)^{0.5} = (0.25 \times 61.5)^{0.5}$$

$$l = 3.92 \text{ pulgadas}$$

y el centroide del perfil de refuerzo deberá estar ubicado dentro de la distancia

$$l' = 0.5 \times (L_s \times R_s)^{0.5} = 0.5 \times (0.25 \times 61.5)^{0.5}$$

$$l' = 1.96 \text{ pulgadas}$$

#### IV.14.) CALCULO DE LOS PLATOS CHIMENEA.

De acuerdo con las siguientes formulas provenientes del Manual de internos de torres IMP, podemos calcular las dimensiones de los platos chimenea.

Caída de presión:

$$\Delta P \text{ (psi)} = 2.7 \times 10^{-4} \times D_v \times V_h^2$$

$D_v$  = densidad del vapor lb/ft<sup>3</sup>.

$V_h$  = [ crs / as ] (velocidad del vapor)

crs = ft<sup>3</sup>/s de vapor.

TAPA

- Area interna del riser =  $\pi / 4 \text{ } d_r^2$ .

- Area de flujo =  $\pi d_r X$

por lo tanto

$$\pi d_r = \pi / 4 d_r^2$$

$$X = d_r / 4$$

## PLATO CHIMENEA DE LA ZONA DE AGUA

Caida de presión :

$$Dv = 0.2135 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_{rs} = 169.68 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A_{\text{total}} = \pi/4 d^2 = \pi/4 (7.20)^2 = 40.715 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{riser}} = 0.20 \times A_{\text{total}} = 0.20 \times 40.715 = 8.14 \text{ ft}^2$$

$$V_h = 169.68 / 8.14 = 20.85 \text{ ft/s}$$

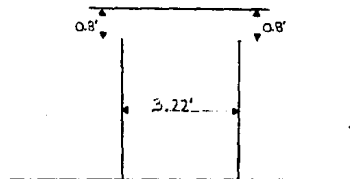
$$\Delta P_{\text{pat}} = 2.7 \times 10^{-4} \times 0.2135 \times (20.85)^2 = 0.026 \text{ psi}$$

TAPA

$$A_{\text{riser}} = 8.14 = \pi/4 d_r^2$$

$$d_r = 3.22 \text{ ft}$$

$$X = d_r/4 = 3.22 / 4 = 0.80 \text{ ft}$$



## NIVEL DEL PLATO DE CHIMENEA

$$\text{Flujo de } + \text{ producto} = 56,939.96 \text{ lb/hr}$$

$$56,939.96 \text{ lb/hr} \times (\text{ft}^3/51.92 \text{ lb}) \times (1 \text{ hr}/60 \text{ min}) = 18,2781 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = 3.0 \text{ min.}$$

$$V = 18,2781 \text{ ft}^3/\text{min} \times 3.0 \text{ min} = 54.83 \text{ ft}^3$$

$$\text{Area disponible} = (\text{Área correspondiente al diámetro de la sección de la torre}) = 40.715 - 8.14 = 32.57 \text{ ft}^2$$

$$\text{Altura del nivel} = 54.83 / 32.57 = 1.68 \text{ ft} = 171 \text{ mm.}$$

## PLATO CHIMENEA DE LA ZONA DE GASOLINA.

Caida de presión :

$$Dv = 0.2659 \text{ lb/ft}^3$$

$$cvs = 346.84 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Area total} = 82.516 \text{ ft}^2$$

$$\text{Area del riser} = 16.50 \text{ ft}^2$$

$$Vh = 346.84/16.50 = 21.02 \text{ ft/s}$$

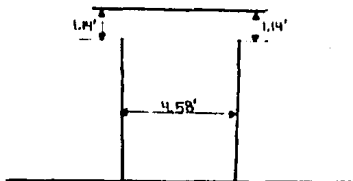
$$\Delta P \text{ psi} = 2.7 \times 10^{-4} \times 0.2659 \times (21.02)^2 = 0.0316 \text{ psi}$$

### TAPA

$$A \text{ riser} = 16.50 = \pi/4 \text{ dr}^2$$

$$\text{dr} = 4.58 \text{ ft}$$

$$X = \text{dr}/4 = 4.58/4 = 1.14 \text{ ft}$$



### NIVEL DEL PLATO DE CHIMENEA

$$\text{Flujo de producto} = 35,051.55 \text{ lb/hr}$$

$$35,051.55 \text{ lb/hr} \times (1 \text{ hr} / 60 \text{ min}) = 584.19 \text{ lb/min}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = 10 \text{ min.}$$

$$V = 584.19 \text{ lb/min} \times 10 \text{ min} = 5,841.9 \text{ lb}$$

$$\text{Area disponible} = (\text{Área correspondiente al diámetro de la sección de la torre}) = 86.02 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Altura del nivel} = 5,841.9 / 86.02 = 67.91 \text{ ft} = 20.69 \text{ m.}$$

## PLATO CHIMENEA DE LA ZONA DE NAFTA PESADA.

Caida de presión :

$$D_v = 0.3006 \text{ lb/ft}^3$$

$$cfs = 452.10 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A_{\text{total}} = 82.52 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{riser}} = 16.50 \text{ ft}^2$$

$$V_h = 452.10/16.50 = 27.40 \text{ ft/s}$$

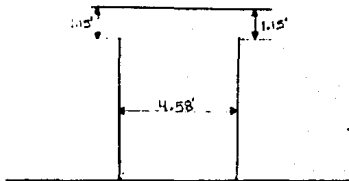
$$\Delta P_{\text{pl}} = 2.7 \times 10^{-4} \times 0.3006 \times (27.40)^2 = 0.0609 \text{ psi}$$

TAPA

$$A_{\text{riser}} = 16.50$$

$$d_r = 4.58 \text{ ft}$$

$$X = d_r/4 = 4.58/4 = 1.15 \text{ ft}$$



## NIVEL DEL PLATO DE CHIMENEA

$$\text{Flujo de producto} = 167,747.62 \text{ lb/hr}$$

$$167,747.62 \text{ lb/hr} \times (ft^3/50.63 \text{ lb}) \times (1 \text{ hr}/60 \text{ min}) = 55.22 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Tiempo de residencia} = 2.5 \text{ min.}$$

$$V = 55.22 \text{ ft}^3/\text{min} \times 2.5 \text{ min} = 138.05 \text{ ft}^3$$

Area disponible = (Área correspondiente al diámetro de la sección de la torre) = 66.02 ft<sup>2</sup>.

$$\text{Altura del nivel} = 138.05 / 66.02 = 2.1 \text{ ft} = 640 \text{ mm.}$$



## ZONA DE PESADOS

Flujo de recirculación + producto = 1,334,858.7 lb/hr

$1,334,858.70 \text{ lb/hr} \times (\text{ft}^3/53.49 \text{ lb}) \times (1\text{hr}/60\text{min}) = 416 \text{ ft}^3/\text{min}$

Area = 118.82 ft<sup>2</sup>.

tiempo de residencia = 2.50 min.

$V = 416 \times 2.50 = 1040 \text{ ft}^3$ .

Altura de nivel normal =  $1040 / 118.82 = 8.75 \text{ ft} = 2667 \text{ mm}$ .

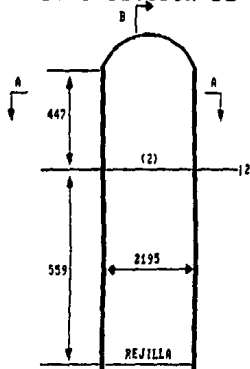
**C A P I T U L O   V**

**HOJAS DE DATOS DE LA TORRE DE APAGADO**

EQUIPO TORRE DE APAGADO

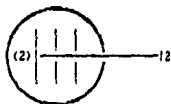
HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

DISTRIBUIDOR DE LA RECIRCULACION DE AGUA.



B ↓

CORTE B-B



CORTE A-A

NOTAS:

(1) ACOTACIONES EN MILIMETROS.

(2) TUBO CERRADO EN SU EXTREMO DE 1.5" CON 3 PERFORACIONES TOALES CALCULADAS CONFORME AL MANUAL DEL INP INDICARE POR RESTO DE LA SIGUIENTE TABLA:

NUMERO DE ESPREAS	COMERCIAL	CONEXION	DIAMETRO UNIFICADO	DIAMETRO MAXIMO	CAPACIDAD ESPREA	ANGULO	AREA ESPREA	DIAM. mm	DIAM. CIA °
9	4H16B	4H16B	1 11/16"	3/4"	243 GPH	90°	631.44 in²	28.80"	13°

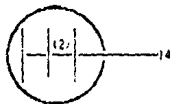
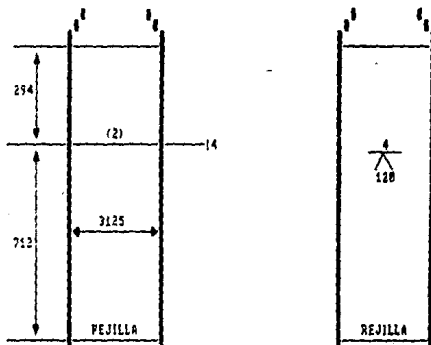
\* DISTANCIA DE LA ESPREA A LA CMA DE LA REJILLA.

\*\* DIAMETRO CUBIERTO POR ESPREA.

EQUIPO TORRE DE APAGADO

HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

DISTRIBUIDOR DE LA RECIRCULACION DE GASOLINA.



CORTE A-A

NOTAS:

- (1) ACOTACIONES EN MILIMETROS.
- (2) TUBO CERRADO EN SU EXTREMO DE 4 mm CON 9 BOQUILLAS TOTALES, CALCULADAS CONFORME AL MANUAL DEL ITR INDICADO POR REDIO DE LA SIGUIENTE TABLA.

NUMERO DE ESPREAS	COMERCIAL	CONEXION	DIAMETRO GATIFICIO	DIAMETRO RAYIRO	CAPACIDAD ESPREA	ANGULO	AREA ESPREA	DIAR. °	DISTAN CIA "
9	4H160	4HF160	1 11/16"	3/4"	357.27 GPH	90 °	1320 in <sup>2</sup>	41°	20"

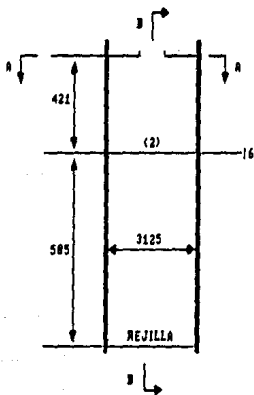
" = DISTANCIA DE LA ESPREA A LA CANA DE REJILLA.

"\* = DIAMETRO CUBIERTO POR ESPREA.

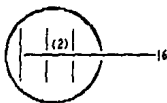
ENVIPO TORRE DE APAGADO

HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

DISTRIBUIDOR DE LA RECIRCULACION DE NAFTA PESADA.



CORTE B-B



CORTE A-A

NOTAS:

- (1) ACOTACIONES EN MILIMETROS.  
(2) TUBO CERRADO EN SU EXTREMO SUPERIOR CON UN TAPON DE MADERA PARA LA RECIRCULACION DE NAFTA PESADA. VER TABLA DE DATOS EN EL RESTO DE LA SIGUIENTE TABLA.

NUMERO DE ESPREA	COMERCIAL	COECCION	DIAMETRO UNIFICADO	DIAMETRO MAXIMO	CAPACIDAD ESPREA	ANGULO	AREA ESPREA	DIAM. " "	DIAMETRO " "
9	3H100	4HF160	1 9/32"	1 1/16"	164 GPM	95 °	1320 IN <sup>2</sup>	41"	18"

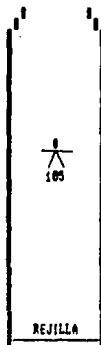
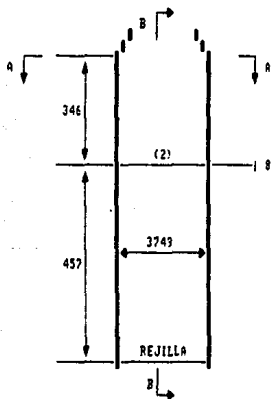
= DISTANCIA DE LA ESPREA A LA CARA DE LA REJILLA.

\*\* DIAMETRO CUBIERTO POR ESPREA.

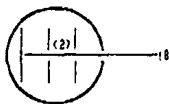
EQUIPO TORRE DE APAGADO

HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

DISTRIBUIDOR DE LA RECIRCULACION DE PESADOS.



CORTE B-B



CORTE A-A

NOTAS:

- (1) ACOTACIONES EN MILIMETROS.
- (2) TUBO CERRADO EN SU EXTREMO DE 1/2" CON 2 BOLLILLAS TOTALES, CALCULADAS CONFORME AL MANUAL DEL T.M.P. INDICADO POR MEDIO DE LA SIGUIENTE TABLA.

NUMERO DE ESPREAS	COMERCIAL	CONEXION	DIAMETRO ORIFICO	DIAMETRO MAXIMO	CAPACIDAD ESPREA	ANGULO	AREA ESPREA	DIAM. CUBIERTA	DISTANCIA
9	4H200	4HF200	2 5/32"	1"	345 GPM	105°	1901 in <sup>2</sup>	49.2"	10"

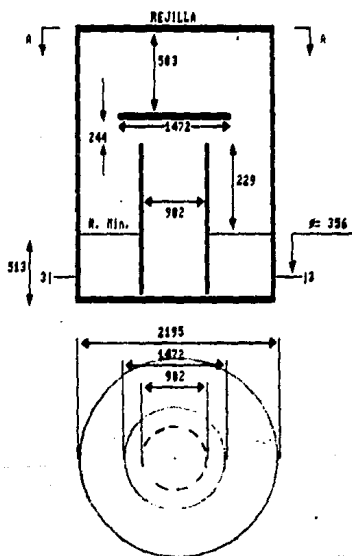
\* DISTANCIA DE LA ESPREA A LA CAMA DE LA REJILLA.

\*\* DIAMETRO CUBIERTO POR ESPREA.

EQUIPO TORRE DE APAGADO

HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

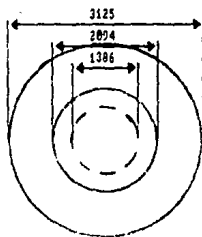
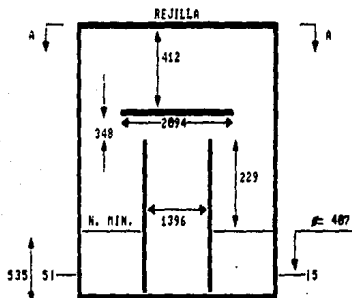
PLATO CHIMENEA SECCION DE AGUA



GRUPO TORRE DE APAGADO

HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

PLATO CHIMENEA SECCION DE GASOLINA



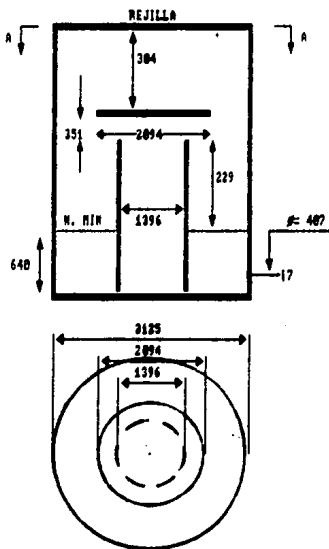
NOTAS:  
1) ACOTACIONES EN MILIMETROS



GRUPO TORRE DE APAGADO

HOJA DE DATOS DE PROCESO  
INTERNOS DE TORRE DE APAGADO.

PLATO CHIMENEA SECCION DE NAFTA PESADA.



NOTAS:  
1) ACOTACIONES EN MILIMETROS

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES

PLANTA: 01555	SECCION: 1004 DE 02-0000
TIPO: FERTILIZ	
DIAMETROS: 2195 MM.; 3125 MM.; 3749 MM.;	
ALTURA TOTAL: 33255 MM.; FALDON: 3049 MM.;	
TEMPERATURA OPERACION: SUP 37.7 °C; INF 516 °C;	
PRESION DE OPERACION: 2846 mmHg abs.	
DISEÑO TEM: SUP 51.6 °C; INF 529.4 °C;	
MATERIALES INF. SA-240-304 SUP. SA-295-C	
ESPESOR 7.94 MM; 5.53 MM; 15.8 MM	
CORROSION PERMISIBLE: 3.475 MM	
RELEVADO DE ESFUERZOS: SIX NO	
AISLAMIENTO SIX NO	

EMPALMES

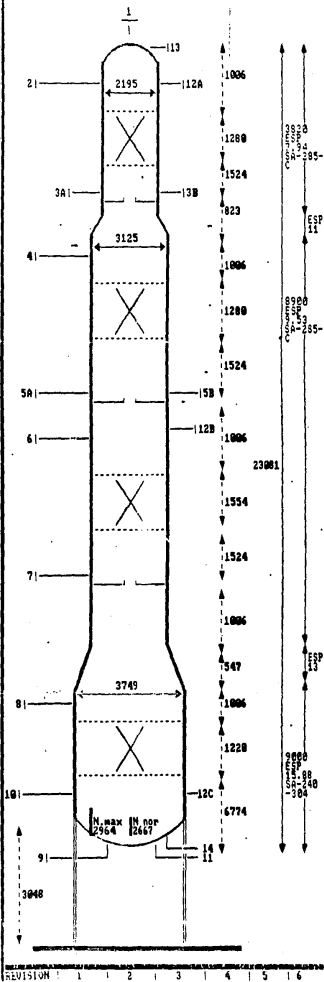
TIPO: SEJILLAS	N. DE CAMAS: 4
ALTURA DE CADA CAMA: 1398 ; 1398 ; 1554 ; 1228 MM	
PESO POR CAMA: 1097 ; 2202 ; 2674.8 ; 3021 Kg	

BOQUILLAS

N	N. RED.	DIAM. NOM.	SERVICIO
1	1	610	SALIDA DE VAPORES
2	1	356	RETORNO DE AGUA COND.
3	2	356	SALIDA DE AGUA COND.
4	1	407	RETORNO DE GASOLINA
5	2	407	SALIDA DE GASOLINA
6	1	254	RETORNO DE NAFTA PESADA
7	1	407	SALIDA DE NAFTA PESADA
8	1	407	RETORNO DE PESADOS
9	1	407	SALIDA DE PESADOS
10	1	610	ALIMENTACION DE PRODUC.
11	1	182	BRINDE
12	3	610	REGISTRO DE HOMBRE.
13	1	50.8	BOQUILLA DE VENTEO
14	1	50.8	CONEXION DE SERVICIO

NOTAS:

- 1.- ACOTACIONES Y DIAMETROS EN MILIMETROS
- 2.- LOS RETORNOS SE REFIEREN A LOS CONDENSADOS DE RECIRCULACION DE CADA ZONA.



## CAPITULO VI

### CONCLUSIONES

Como se pudo observar en el desarrollo de esta presentación, las TBP de corte son uno de los aspectos más importantes en un sistema de apagado, ya que son el punto clave para su operación, desde el punto de vista funcional y económico, puesto que de ellas depende la cantidad de productos de corte en cada una de las secciones de la torre; pudiéndose también determinar el número de zonas que sean económicamente justificables. La cantidad de productos a condensar lleva implícitos muchos factores, como son: la presión de operación, la cantidad de incondensables y el vapor de agua, en la corriente de estudio.

Para la zona de gasolina, existe una interferencia por parte del agua ya que condensa casi en un 50 % de su masa, mientras que en la zona de agua, existe interferencia por parte del pseudocomponente A ya que, al no condensar en su totalidad en la zona de gasolina, esta condensa en la zona de agua. Este fenómeno ocurre debido a que las constantes de equilibrio del agua y del pseudocomponente A, son parecidas, lo que provoca que exista una condensación similar por parte de estos dos compuestos. Debido a esto, cada uno de los productos (incluyendo la recirculación) de estas dos secciones se enviarán a un tanque separador, para separar las dos fases formadas.

Con respecto a las caídas de presión, estas fueron respetadas de acuerdo con el criterio de 5 psi en toda la torre, ya que como se estableció en los cálculos de las caídas de presión a través de las rejillas y de los platos chimenea (caída de presión despreciable) en toda la torre estas, no fueron superiores a las 5 psi.

En la determinación del espesor de la sección de nafta pesada y gasolina, se obtuvo un espesor de 5/16 de pulgada. Al comprobar los esfuerzos por cisño y viento sobre esta sección se observó

que éstos eran casi iguales por lo que se prefirió utilizar un espesor de 3/8 de pulgada obteniéndose con éste, valores diferentes entre si, por lo que fue el espesor definitivo de la sección .

Cabe señalar, que comparando los flujos de los pseudocomponentes a condensar obtenidos en cada zona, en el balance de materia, sin considerar a los incondensables, con los flujos obtenidos, planteando el equilibrio flash, se observa la gran influencia de los incondensables en el equilibrio; es decir, disminuye la cantidad de pseudocomponentes a condensar en cada zona, acentuándose esta influencia, de la zona de pesados a la zona de agua.

Una de las razones principales por lo que se seleccionó que la torre de apagado contara con rejillas como medio de contacto, fue debido a que la rejilla provee un contacto continuo entre la fase líquida y vapor, mientras que la torre de platos, pone en contacto a las dos fases mediante diferentes etapas. Otros factores que se tomaron en cuenta para la selección de la rejilla fueron:

#### 1.1 Factores que dependen del sistema.

- Fluido corrosivo.(Presencia de  $H_2S$ )
- Es sensible a la temperatura.

#### 1.2 Factores que depende del régimen de flujo de la torre.

- La resistencia de masa es controlada por la fase gaseosa.
- La caída de presión de la torre debe de ser baja.

La falta de datos y correlaciones para construir una curva TBP que involucrara a todos los componentes de la corriente gaseosa que se deseaba analizar, fue uno de los principales obstáculos en la realización de esta Tesis ya que, como es sabido, dichas curvas se construyen a partir de datos experimentales. Por lo que la curva TBP que se tomó, sólo incluye a componentes no identificables, sin incluir a componentes incondensables.

Si en un momento dado, se hubiera contado con la curva característica del sistema, el problema se hubiera simplificado notablemente y la metodología empleada, habría sido diferente; ya que, se hubieran utilizado curvas EFV, para la determinación de temperaturas flash. Una de las principales desventajas en utilizar este método gráfico, sería el que no se permite conocer con precisión la composición de cada uno de los componentes en productos de corte.

En resumen, si se consideran los aspectos prácticos y aquellos puramente académicos que hemos presentado en el presente trabajo y en donde se hace mención a los factores fisicoquímicos en las presiones; las temperaturas; en los procedimientos de condensación; en las características de espesor; de las secciones de una torre; en los esfuerzos al viento y a los sismos de la misma; etc. Incluso en donde hemos manejado para la presentación situaciones que se sustentan en un marco teórico, concluimos que:

Las Torres de Apagado, son enfriadores en donde la transferencia de calor se proporciona por contacto directo.

Las Torres de Apagado tienen como propósito fundamental la reducción de la temperatura de los gases lo más rápidamente posible, para evitar reacciones futuras incontrolables e indeseables.

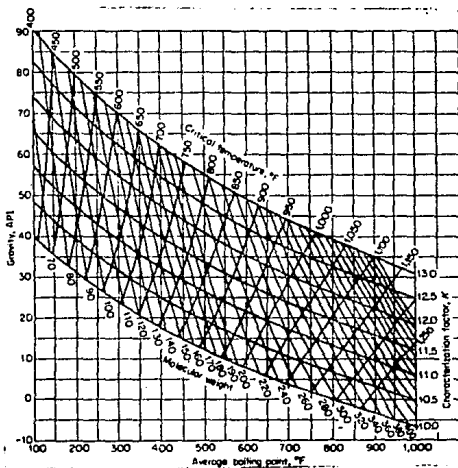
En las Torres de Apagado una vez recuperado el calor disponible de enfriamiento, este se puede utilizar como medio propio de calentamiento dentro del mismo proceso.

Finalmente, en las Torres de Apagado, llevando a cabo acciones orientadas a un uso racional de sus recursos en todas sus etapas, se favorecerá en todo tiempo la economía en proporciones siempre significativa.

**APENDICE A**

# GRAFICA # 1

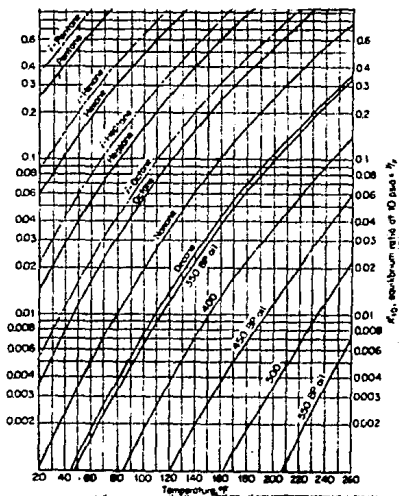
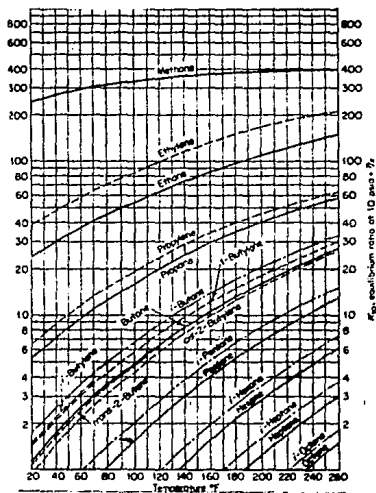
## DETERMINACION DEL PESO MOLECULAR DE LOS PSEUDOCOMPONENTES



De Van Winkle Matthew "Distillation" McGraw-Hill Book Company,  
New York

## GRAFICA # 2

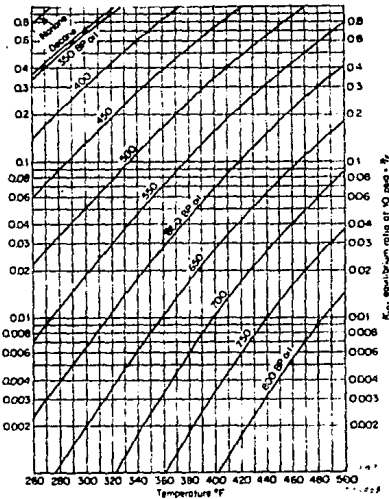
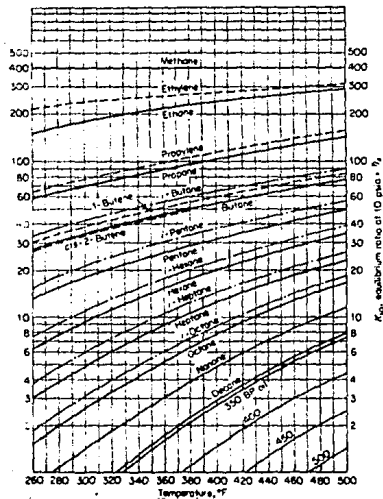
### DETERMINACION DE LAS $K_{10}$ DE LOS PSEUDOCOMPONENTES



De Van Winkle Matthew "Distillation" McGraw-Hill Book Company,  
New York



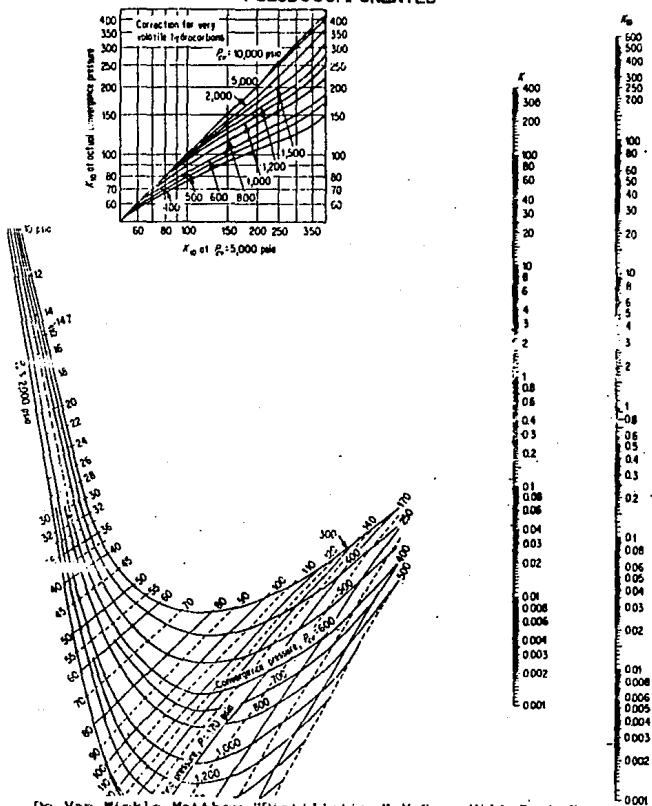
**GRAFICA # 2**  
**(CONTINUACION)**  
**DETERMINACION DE LAS  $K_{10}$  DE LOS PSEUDOCOMPONENTES.**



De Van Winkle Matthew "Distillation" McGraw-Hill Book Company,  
 New York

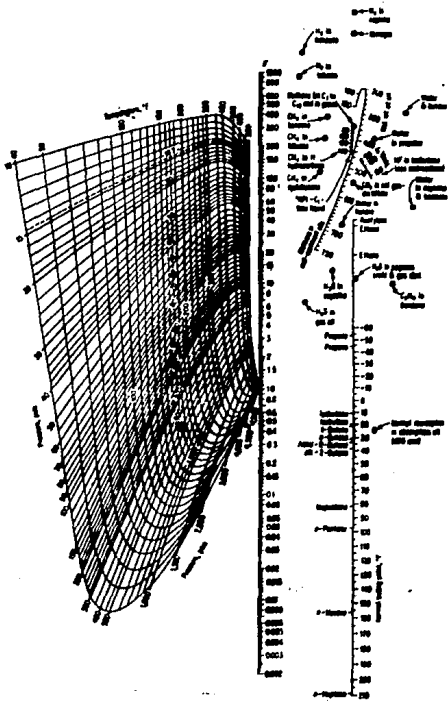


GRAFICA # 3  
 NOMOGRAMA DE PREDICCIÓN DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO DE LOS  
 PSEUDOCOMPONENTES



De Van Winkle Matthew "Distillation" McGraw-Hill Book Company,  
 New York

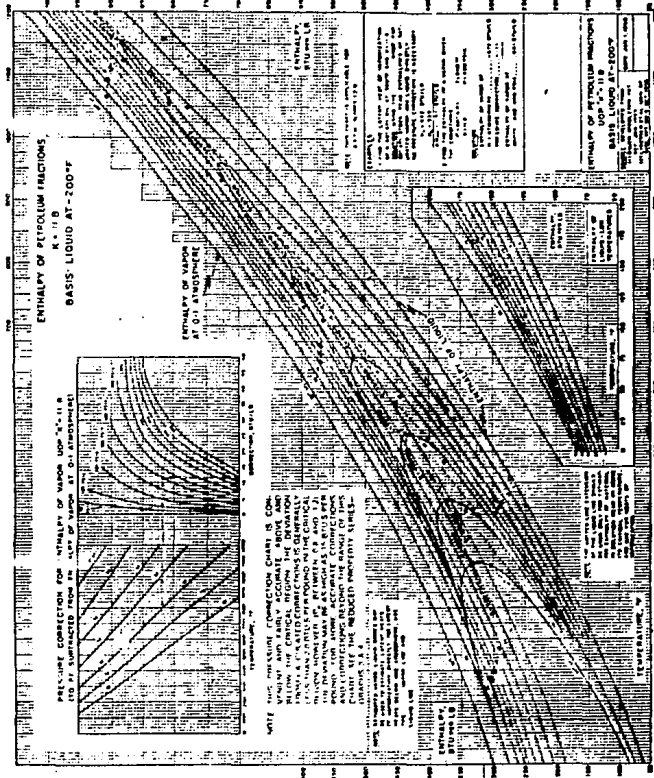
GRAFICA # 3  
CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA COMPONENTES IDENTIFICABLES



De Van Winkle Matthew "Distillation" McGraw-Hill Book Company,  
New York

DETERMINACION DE LAS ENTALPIAS DE LOS PSEUDOCOMPONENTES

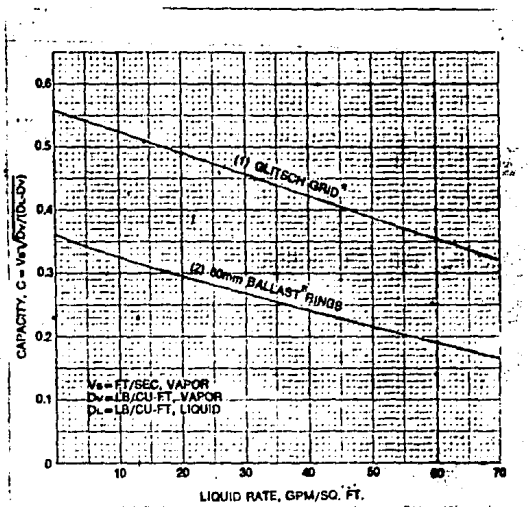
Enthalpy of petroleum fractions, UOP "K" = 11.8 Basis, Liquid at -200°F



De Van Winkle Matthew "Distillation" McGraw-Hill Book Company, New York

GRAFICA # 5

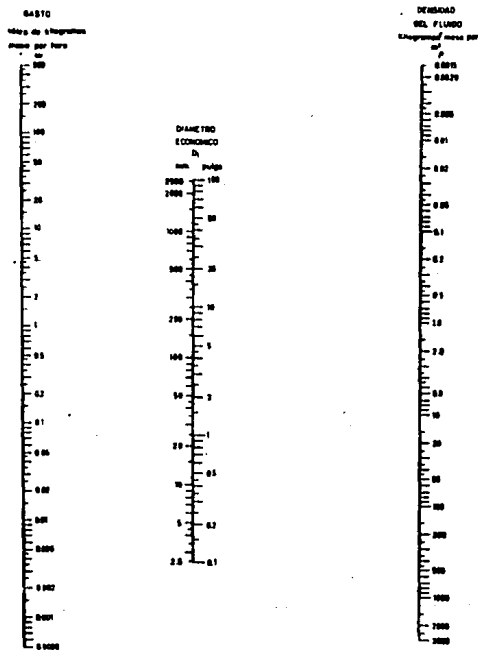
FACTOR DE CAPACIDAD DE LA REJILLA.



De GLISTCH INC. "GRID/RING COMBINATION BED" BOLETIN No. 7070

# GRAFICA # 6

## NOMOGRAMA DE PREDICION DEL DIAMETRO ECONOMICO DE TUBERIAS



De Perry J. H. "Manual del Ingeniero Químico" 3era. edición.  
McGraw-Hill Inc.

GRAFICA # 7

TABLA DE DIAMETROS COMERCIALES DE TUBERIAS

Nominal Pipe Size Inches	Outside Diameter Inches	Thickness Inches	Inside Diameter Inches					Inside Diameter Functions Inches					Transverse Internal Area Sq. In. x 100
			D	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	D <sub>3</sub>	D <sub>4</sub>	D <sub>5</sub>	D <sub>6</sub>	D <sub>7</sub>	D <sub>8</sub>		
Schedule 10	14	0.150	12.7	12.55	12.40	12.25	12.10	11.95	11.80	11.65	11.50	11.35	112.14
	16	0.150	15.5	15.35	15.20	15.05	14.90	14.75	14.60	14.45	14.30	141.50	
	20	0.150	19.5	19.35	19.20	19.05	18.90	18.75	18.60	18.45	18.30	175.57	
	24	0.150	23.5	23.35	23.20	23.05	22.90	22.75	22.60	22.45	22.30	210.70	
	30	0.150	29.5	29.35	29.20	29.05	28.90	28.75	28.60	28.45	28.30	254.82	
Schedule 20	8	0.250	8.125	8.000	7.875	7.750	7.625	7.500	7.375	7.250	7.125	7.000	51.19
	10	0.250	10.25	10.125	10.000	9.875	9.750	9.625	9.500	9.375	9.250	9.125	63.52
	12	0.250	12.25	12.125	12.000	11.875	11.750	11.625	11.500	11.375	11.250	11.125	75.85
	14	0.250	14.25	14.125	14.000	13.875	13.750	13.625	13.500	13.375	13.250	13.125	88.18
	16	0.250	16.25	16.125	16.000	15.875	15.750	15.625	15.500	15.375	15.250	15.125	100.51
Schedule 30	8	0.375	8.000	7.875	7.750	7.625	7.500	7.375	7.250	7.125	7.000	68.80	
	10	0.375	10.00	9.875	9.750	9.625	9.500	9.375	9.250	9.125	9.000	81.13	
	12	0.375	12.00	11.875	11.750	11.625	11.500	11.375	11.250	11.125	11.000	93.46	
	14	0.375	14.00	13.875	13.750	13.625	13.500	13.375	13.250	13.125	13.000	105.79	
	16	0.375	16.00	15.875	15.750	15.625	15.500	15.375	15.250	15.125	15.000	118.12	
Schedule 40	8	0.500	7.875	7.750	7.625	7.500	7.375	7.250	7.125	7.000	68.80		
	10	0.500	9.875	9.750	9.625	9.500	9.375	9.250	9.125	9.000	81.13		
	12	0.500	11.875	11.750	11.625	11.500	11.375	11.250	11.125	11.000	93.46		
	14	0.500	13.875	13.750	13.625	13.500	13.375	13.250	13.125	13.000	105.79		
	16	0.500	15.875	15.750	15.625	15.500	15.375	15.250	15.125	15.000	118.12		
Schedule 60	8	0.750	7.625	7.500	7.375	7.250	7.125	7.000	6.875	6.750	6.625	65.61	
	10	0.750	9.625	9.500	9.375	9.250	9.125	9.000	8.875	8.750	8.625	77.94	
	12	0.750	11.625	11.500	11.375	11.250	11.125	11.000	10.875	10.750	10.625	90.27	
	14	0.750	13.625	13.500	13.375	13.250	13.125	13.000	12.875	12.750	12.625	102.60	
	16	0.750	15.625	15.500	15.375	15.250	15.125	15.000	14.875	14.750	14.625	114.93	
Schedule 80	8	1.000	7.500	7.375	7.250	7.125	7.000	6.875	6.750	6.625	6.500	64.42	
	10	1.000	9.500	9.375	9.250	9.125	9.000	8.875	8.750	8.625	8.500	76.75	
	12	1.000	11.500	11.375	11.250	11.125	11.000	10.875	10.750	10.625	10.500	89.08	
	14	1.000	13.500	13.375	13.250	13.125	13.000	12.875	12.750	12.625	12.500	101.41	
	16	1.000	15.500	15.375	15.250	15.125	15.000	14.875	14.750	14.625	14.500	113.74	
Schedule 100	8	1.250	7.375	7.250	7.125	7.000	6.875	6.750	6.625	6.500	6.375	62.53	
	10	1.250	9.375	9.250	9.125	9.000	8.875	8.750	8.625	8.500	8.375	74.86	
	12	1.250	11.375	11.250	11.125	11.000	10.875	10.750	10.625	10.500	10.375	87.19	
	14	1.250	13.375	13.250	13.125	13.000	12.875	12.750	12.625	12.500	12.375	99.52	
	16	1.250	15.375	15.250	15.125	15.000	14.875	14.750	14.625	14.500	14.375	111.85	
Schedule 120	8	1.500	7.250	7.125	7.000	6.875	6.750	6.625	6.500	6.375	6.250	61.64	
	10	1.500	9.250	9.125	9.000	8.875	8.750	8.625	8.500	8.375	8.250	73.97	
	12	1.500	11.250	11.125	11.000	10.875	10.750	10.625	10.500	10.375	10.250	86.30	
	14	1.500	13.250	13.125	13.000	12.875	12.750	12.625	12.500	12.375	12.250	98.63	
	16	1.500	15.250	15.125	15.000	14.875	14.750	14.625	14.500	14.375	14.250	110.96	
Schedule 140	8	1.750	7.125	7.000	6.875	6.750	6.625	6.500	6.375	6.250	6.125	60.75	
	10	1.750	9.125	9.000	8.875	8.750	8.625	8.500	8.375	8.250	8.125	73.08	
	12	1.750	11.125	11.000	10.875	10.750	10.625	10.500	10.375	10.250	10.125	85.41	
	14	1.750	13.125	13.000	12.875	12.750	12.625	12.500	12.375	12.250	12.125	97.74	
	16	1.750	15.125	15.000	14.875	14.750	14.625	14.500	14.375	14.250	14.125	110.07	
Schedule 160	8	2.000	7.000	6.875	6.750	6.625	6.500	6.375	6.250	6.125	6.000	59.86	
	10	2.000	9.000	8.875	8.750	8.625	8.500	8.375	8.250	8.125	8.000	72.19	
	12	2.000	11.000	10.875	10.750	10.625	10.500	10.375	10.250	10.125	10.000	84.52	
	14	2.000	13.000	12.875	12.750	12.625	12.500	12.375	12.250	12.125	12.000	96.85	
	16	2.000	15.000	14.875	14.750	14.625	14.500	14.375	14.250	14.125	14.000	109.18	
Schedule 180	8	2.250	6.875	6.750	6.625	6.500	6.375	6.250	6.125	6.000	5.875	58.97	
	10	2.250	8.875	8.750	8.625	8.500	8.375	8.250	8.125	8.000	7.875	71.30	
	12	2.250	10.875	10.750	10.625	10.500	10.375	10.250	10.125	10.000	9.875	83.63	
	14	2.250	12.875	12.750	12.625	12.500	12.375	12.250	12.125	12.000	11.875	95.96	
	16	2.250	14.875	14.750	14.625	14.500	14.375	14.250	14.125	14.000	13.875	108.29	
Schedule 200	8	2.500	6.750	6.625	6.500	6.375	6.250	6.125	6.000	5.875	5.750	56.58	
	10	2.500	8.750	8.625	8.500	8.375	8.250	8.125	8.000	7.875	7.750	68.91	
	12	2.500	10.750	10.625	10.500	10.375	10.250	10.125	10.000	9.875	9.750	81.24	
	14	2.500	12.750	12.625	12.500	12.375	12.250	12.125	12.000	11.875	11.750	93.57	
	16	2.500	14.750	14.625	14.500	14.375	14.250	14.125	14.000	13.875	13.750	105.90	
Schedule 220	8	2.750	6.625	6.500	6.375	6.250	6.125	6.000	5.875	5.750	5.625	55.69	
	10	2.750	8.625	8.500	8.375	8.250	8.125	8.000	7.875	7.750	7.625	68.02	
	12	2.750	10.625	10.500	10.375	10.250	10.125	10.000	9.875	9.750	9.625	80.35	
	14	2.750	12.625	12.500	12.375	12.250	12.125	12.000	11.875	11.750	11.625	92.68	
	16	2.750	14.625	14.500	14.375	14.250	14.125	14.000	13.875	13.750	13.625	105.01	
Schedule 240	8	3.000	6.500	6.375	6.250	6.125	6.000	5.875	5.750	5.625	5.500	54.20	
	10	3.000	8.500	8.375	8.250	8.125	8.000	7.875	7.750	7.625	7.500	66.53	
	12	3.000	10.500	10.375	10.250	10.125	10.000	9.875	9.750	9.625	9.500	78.86	
	14	3.000	12.500	12.375	12.250	12.125	12.000	11.875	11.750	11.625	11.500	91.19	
	16	3.000	14.500	14.375	14.250	14.125	14.000	13.875	13.750	13.625	13.500	103.52	
Schedule 260	8	3.250	6.375	6.250	6.125	6.000	5.875	5.750	5.625	5.500	5.375	52.71	
	10	3.250	8.375	8.250	8.125	8.000	7.875	7.750	7.625	7.500	7.375	65.04	
	12	3.250	10.375	10.250	10.125	10.000	9.875	9.750	9.625	9.500	9.375	77.37	
	14	3.250	12.375	12.250	12.125	12.000	11.875	11.750	11.625	11.500	11.375	89.70	
	16	3.250	14.375	14.250	14.125	14.000	13.875	13.750	13.625	13.500	13.375	102.03	
Schedule 280	8	3.500	6.250	6.125	6.000	5.875	5.750	5.625	5.500	5.375	5.250	51.22	
	10	3.500	8.250	8.125	8.000	7.875	7.750	7.625	7.500	7.375	7.250	63.55	
	12	3.500	10.250	10.125	10.000	9.875	9.750	9.625	9.500	9.375	9.250	75.88	
	14	3.500	12.250	12.125	12.000	11.875	11.750	11.625	11.500	11.375	11.250	88.21	
	16	3.500	14.250	14.125	14.000	13.875	13.750	13.625	13.500	13.375	13.250	100.54	
Schedule 300	8	3.750	6.125	6.000	5.875	5.750	5.625	5.500	5.375	5.250	5.125	50.03	
	10	3.750	8.125	8.000	7.875	7.750	7.625	7.500	7.375	7.250	7.125	62.36	
	12	3.750	10.125	10.000	9.875	9.750	9.625	9.500	9.375	9.250	9.125	74.69	
	14	3.750	12.125	12.000	11.875	11.750	11.625	11.500	11.375				



## APENDICE B

TABLA # 1

DIMENSIONES EN TAPAS TORISFERICAS (PULGADAS)

Co	th	3/16	1/4	5/16	3/8	7/16	1/2	5/8	3/4	7/8	1
22	rc	21	21	21	21	20	20	20	20	20	20
	icr	1 3/8	1 3/8	1 3/8	1 3/8	1 3/8	1 1/2	1 7/8	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	3 1/2	5	6	6	6	6	6
24	rc	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24
	icr	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 7/8	2 1/4	2 5/8	3	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
26	rc	24	24	24	24	24	24	24	24	24	24
	icr	1 5/8	1 5/8	1 5/8	1 5/8	1 5/8	1 5/8	1 7/8	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
28	rc	26	26	26	26	26	26	26	26	26	26
	icr	1 3/4	1 3/4	1 3/4	1 3/4	1 3/4	1 3/4	1 7/8	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
30	rc	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
	icr	1 7/8	1 7/8	1 7/8	1 7/8	1 7/8	1 7/8	1 7/8	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
32	rc	30	30	30	30	30	30	30	30	30	30
	icr	2	2	2	2	2	2	2	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5 1/2	6	6	6	6	6
34	rc	34	34	34	34	34	34	34	34	34	34
	icr	2 1/8	2 1/8	2 1/8	2 1/8	2 1/8	2 1/8	2 1/8	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5 1/2	6	6	6	6	6
36	rc	36	36	36	36	36	36	36	36	36	36
	icr	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 1/4	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
38	rc	36	36	38	36	36	36	36	36	36	36
	icr	2 3/8	2 3/8	2 3/8	2 3/8	2 3/8	2 3/8	2 3/8	2 3/8	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
40	rc	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40
	icr	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
42	rc	42	42	42	42	42	42	42	42	42	42
	icr	2 5/8	2 5/8	2 5/8	2 5/8	2 5/8	2 5/8	2 5/8	2 5/8	2 5/8	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
48	rc	48	48	48	48	42	42	42	42	42	42
	icr	3	3	3	3	3	3	3	3	3	3
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
54	rc	54	54	54	50	50	48	48	48	48	48
	icr	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4	3 1/4
	sf	2	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
60	rc	60	60	60	60	60	60	54	54	54	54
	icr	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8	3 5/8
	sf	3	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
66	rc	66	66	66	66	66	66	66	66	66	66
	icr	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
	sf	3	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
72	rc	72	72	72	72	72	72	72	72	66	66
	icr	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8	4 3/8
	sf	3	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
78	rc	78	78	78	78	72	72	72	72	72	72
	icr	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4	4 3/4
	sf	3	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
84	rc	84	84	84	84	84	84	84	84	84	84
	icr	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8	5 1/8
	sf	3	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6
90	rc	90	90	90	84	84	84	84	84	84	84
	icr	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2	5 1/2
	sf	3	3	3 1/2	4 1/2	5	6	6	6	6	6

De Becerra, Hector J. y Abraján, Raul M. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.



**TABLA # 1**  
**(CONTINUACION)**  
**DIMENSIONES EN TAPAS TORISFERICAS (PULGADAS)**

90	h	3/16	1/4	5/16	3/8	7/16	1/2	5/8	3/4	7/8	1
96	r <sub>c</sub>			96	96	90	90	90	90	90	90
	lcr			5 7/8	5 7/8	5 7/8	5 7/8	5 7/8	5 7/8	5 7/8	5 7/8
	sf			3	4 1/2	6	6	6	6	6	6
102	r <sub>c</sub>			96	96	96	96	96	96	96	96
	lcr			6 1/8	6 1/8	6 1/8	6 1/8	6 1/8	6 1/8	6 1/8	6 1/8
	sf			3	4 1/2	6	6	6	6	6	6
108	r <sub>c</sub>			102	102	102	102	102	102	102	102
	lcr			6 1/2	6 1/2	6 1/2	6 1/2	6 1/2	6 1/2	6 1/2	6 1/2
	sf			4 1/2	6	6	6	6	6	6	6
114	r <sub>c</sub>			108	108	108	108	108	108	108	108
	lcr			6 7/8	6 7/8	6 7/8	6 7/8	6 7/8	6 7/8	6 7/8	6 7/8
	sf			4 1/2	6	6	6	6	6	6	6
120	r <sub>c</sub>			114	114	114	114	114	114	114	114
	lcr			7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4	7 1/4
	sf			4 1/2	6	6	6	6	6	6	6
126	r <sub>c</sub>			120	120	120	120	120	120	120	120
	lcr			7 5/8	7 5/8	7 5/8	7 5/8	7 5/8	7 5/8	7 5/8	7 5/8
	sf			3	4	6	6	6	6	6	6
132	r <sub>c</sub>			130*	130*	130*	130*	130*	130*	130*	130*
	lcr			8	8	8	8	8	8	8	8
	sf			4	6	6	6	6	6	6	6
138	r <sub>c</sub>			132	132	132	132	132	132	132	132
	lcr			8 3/8	8 3/8	8 3/8	8 3/8	8 3/8	8 3/8	8 3/8	8 3/8
	sf			4	6	6	6	6	6	6	6
144	r <sub>c</sub>			132	132	132	132	132	132	132	132
	lcr			8 3/4	8 3/4	8 3/4	8 3/4	8 3/4	8 3/4	8 3/4	8 3/4
	sf			4	6	6	6	6	6	6	6
156	r <sub>c</sub>			144	144	144	144	144	144	144	144
	lcr			9 3/8	9 3/8	9 3/8	9 3/8	9 3/8	9 3/8	9 3/8	9 3/8
	sf			3 1/2	6	6	6	6	6	6	6
168	r <sub>c</sub>			144	144	144	144	144	144	144	144
	lcr			10 1/8	10 1/8	10 1/8	10 1/8	10 1/8	10 1/8	10 1/8	10 1/8
	sf			5	6	6	6	6	6	6	6
180	r <sub>c</sub>							170	170	170	170
	lcr							11	11	11	11
	sf							1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
192	r <sub>c</sub>							170	170	170	170
	lcr							11 1/2	11 1/2	11 1/2	11 1/2
	sf							4	5	5	5
204	r <sub>c</sub>								170	170	170
	lcr								12 1/4	12 1/4	12 1/4
	sf								4	4	4
210	r <sub>c</sub>								170	170	170
	lcr								12 5/8	12 5/8	12 5/8
	sf								4	4	4
224	r <sub>c</sub>								170	170	170
	lcr								13	13	13
	sf								3	3	3
228	r <sub>c</sub>									180	180
	lcr									13 1/4	13 1/4
	sf									3	3
240	r <sub>c</sub>										
	lcr										
	sf										
246	r <sub>c</sub>										
	lcr										
	sf										

De Becerra, Hector J. y Abraján, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.



TABLA # 2

FACTOR DE INTENSIFICACION DE ESFUERZOS

VALORES DEL FACTOR  $M$

$r_c/lcr$	$M$	$r_c/lcr$	$M$	$r_c/lcr$	$M$	$r_c/lcr$	$M$
1.00	1.00	3.25	1.20	7.50	1.44	12.00	1.62
1.25	1.03	3.50	1.22	8.00	1.46	12.50	1.635
1.50	1.06	4.00	1.25	8.50	1.48	13.00	1.65
1.75	1.08	4.50	1.28	9.00	1.50	13.50	1.67
2.00	1.10	5.00	1.31	9.50	1.52	14.00	1.69
2.25	1.13	5.50	1.34	10.00	1.54	14.50	1.70
2.50	1.15	6.00	1.36	10.50	1.56	15.00	1.72
2.75	1.17	6.50	1.39	11.00	1.58	16.00	1.75
3.00	1.18	7.00	1.41	11.50	1.60	16.66	1.77

De Becerra, Hector J. y Abujan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1965. Offset Azteca.

**TABLA N° 3**  
**VALORES DE ESFUERZO PERMISIBLE.**

		GRUPO 1	
MATERIAL Especif.	Grado	Notas	Observaciones
SA-240	304	1,2	Placa
SA-213	TP304	1	Placa
	TP304H	-----	Tuberia sin cost.
SA-312	TP304	1	Tuberia sin cost.
	TP304H	-----	Tuberia sin cost.
SA-376	TP304	1	Tuberia sin cost.
	TP304H	-----	Tuberia sin cost.
SA-452	TP304H	-----	Fundicion.
SA-182	F304	1	Forja.
	F304H	-----	Forja.
SA-479	304	1,2	Barra.

**NOTAS-**

1) A temperaturas mayores de 1000 °F, estos valores del esfuerzo se aplican unicamente cuando el contenido de carbono es 0.04% o mayor.

2) Para temperaturas mayores de 1000 °F, estos valores del esfuerzo pueden usarse solo si el material se ha tratado termicamente a una temperatura minima de 1900 °F, y templado en agua o enfriado rapidamente por otros medios.

TABLA # 3  
VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE (LB/IN<sup>2</sup>) \* 10<sup>3</sup>

	Máximo esfuerzo permisible en tensión.												
	Temperatura °F.												
	800	850	900	950	1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400
Grp. 1	15.2 10.6	14.9 10.4	14.7 10.2	14.4 10.0	13.8 9.80	12.2 9.50	9.80 8.90	7.70 7.70	6.10 6.10	4.70 4.70	3.70 3.70	2.90 2.90	2.30 2.30
Grp. 2	13.0 9.10												
Grp. 3	15.9 11.0	15.7 10.9	15.5 10.8	15.4 10.7	15.3 10.6	14.5 10.5	12.4 10.3	9.80 9.30	7.40 7.40	5.50 5.50	4.10 4.10	3.10 3.10	2.30 2.30
Grp. 4	12.4 8.60	12.1 8.40											
240	11.1	10.4	9.70	8.40	4.00								
479	11.1	10.4	9.70	8.40	4.00								
193	19.5	15.6	12.0										
240													
240													
TP405	9.40	8.80	8.20	7.10	3.40								
TP410	9.40	8.80	8.20	7.10	5.50	3.70	2.40	1.50					
TP429													
TP430	9.40	8.80	8.20	7.20	5.50	3.80	2.70	2.00					
TP329													
TP329													
TP446													
TP465	11.1	10.4	9.70	8.40	4.00								

De Becerra, Hector J. y Abujan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.



TABLA # 3  
 (CONTINUACION)  
 VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE (LB/IN<sup>2</sup>) \* 10<sup>3</sup>

Material Especif.	Grado.	Esf. mín. pto. fluencia	Esf. mín. tens.	Máximo esfuerzo permisible en tensión.						
				Temperatura °F.						
				-20 a 100	200	300	400	500	600	650
Grupo 1.		30.0	75.0	18.8	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9
				18.8	15.7	14.1	12.9	12.1	11.4	11.2
Grupo 2.		25.0	70.0	15.7	15.7	15.3	14.7	14.4	14.0	13.7
				15.7	13.4	12.0	11.0	10.3	9.70	9.50
Grupo 3.		30.0	75.0	18.8	18.8	18.4	18.1	18.0	17.0	16.7
				18.8	16.2	14.6	13.4	12.5	11.8	11.6
Grupo 4.		25.0	70.0	15.7	15.7	15.7	15.5	14.4	13.5	13.2
				15.7	13.3	11.9	10.8	10.0	9.40	9.20
SA-240	405	25.0	60.0	15.0	14.3	13.8	13.3	12.9	12.4	12.3
SA-479	405	25.0	60.0	15.0	14.3	13.8	13.3	12.9	12.4	12.3
SA-193	B6(410)	85.0	110.0	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2	21.2
SA-240	302	30.0	75.0	18.8	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9
				18.8	15.7	14.1	13.0	12.2	11.4	11.3
SA-268	TP405	30.0	60.0	12.8	12.2	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4
	TP410	30.0	60.0	12.8	12.2	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4
	TP429	35.0	60.0	12.7	12.1	11.7	11.3	10.9	10.5	10.4
	TP430	35.0	60.0	12.8	12.2	11.8	11.3	10.9	10.6	10.4
	TP329	70.0	90.0	19.1	19.1	18.4	18.0	18.0		
	TP329	70.0	90.0	22.5	22.5	21.6	21.2	21.2		
	TP446	40.0	70.0	17.5	16.6	16.1	15.6	15.0	14.5	14.3
	TP405	30.0	60.0	15.0	14.3	13.8	13.3	12.9	12.4	12.3

De Becerra, Hector J. y Abujan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.

**TABLA # 3**  
**(CONTINUACION)**  
**VALORES DEL ESFUERZO PERMISIBLE (LB/IN<sup>2</sup>) \* 10<sup>3</sup>**

Material Especif. Grado.	Esp. mín. pulg. fluencia	Esp. Mín. tons.	Máximo esfuerzo permisible en tensión.							
			Temperatura °F.							
			-20 a 650	700	750	800	850	900	950	1000
SA-16		16.0	58.0	12.7						
SA-281	A	24.0	45.0	10.4						
	B	27.0	50.6	11.5						
	C	30.0	55.0	12.7						
	D	33.0	60.0	12.7						
SA-285	A	24.0	45.0	11.1	11.0	10.1	9.00	7.80	6.50	
	B	27.0	50.0	12.5	12.1	11.2	9.60	8.10	6.50	
	C	30.0	55.0	13.8	13.3	12.1	10.2	8.40	6.50	
SA-515	50	10.0	35.0	11.8	13.4	12.1	10.2	8.40	6.50	4.50
	60	32.0	60.0	15.0	14.4	13.0	10.8	8.70	6.50	4.50
	65	35.0	65.0	16.3	15.5	13.9	11.4	9.00	6.50	4.50
	70	38.5	70.0	17.5	16.6	14.8	12.0	9.30	6.50	4.50
SA-772	A	45.0	75.0	18.8	17.7	15.7	12.0	7.80	5.00	1.00
	B	47.0	85.0	21.1	19.8	17.7	12.0	7.80	5.00	1.00
SA-704	A	37.0	65.0	16.1	16.3	15.1	15.0	15.3	11.7	8.20
	B	40.0	70.0	17.5	17.5	17.5	17.5	17.1	11.7	8.20
	C	43.0	75.0	18.8	18.8	18.8	18.8	18.1	11.7	8.20
SA-111	A	39.0	48.0	12.0	11.7	10.7	9.30	7.90	6.50	
	B	35.0	60.0	15.0	14.4	13.0	10.8	8.70	6.50	
SA-106	A	30.0	48.0	12.0	11.7	10.7	9.30	7.90	6.50	4.50
	B	35.0	60.0	15.0	14.4	13.0	10.8	8.70	6.50	4.50
	C	40.0	70.0	17.5	16.6	14.8	12.0			
SA-51	A	30.0	48.0	10.2	9.90	9.10	7.90	6.70	5.50	
	B	35.0	60.0	12.6	12.2	11.0	9.20	7.80	5.50	
SA-178	A	26.0	47.0	10.0	9.70	9.00	7.80	6.70	5.50	1.80
	C	37.0	60.0	12.8	12.4	11.0	9.20	7.40	5.50	1.80
SA-214		26.0	47.0	10.0	9.70	9.00	7.80	6.70	5.50	1.80

De Becerra, Hector J. y Abrijan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.

TABLA # 4

ANGULO DE LADOS IGUALES



		(in.)	(lb)	(in. <sup>2</sup> )	(in. <sup>3</sup> )	S	e	z	r min
						(in. <sup>3</sup> )	(in.)	(in.)	(in.)
A 7 H = 3/4	s <sub>1</sub>	9.1	2.75	2.2	1.1	0.90	0.93	0.58	
	s <sub>2</sub>	8.5	2.43	2.0	0.95	0.91	0.91	0.58	
	s <sub>3</sub>	7.2	2.11	1.8	0.83	0.91	0.89	0.58	
	s <sub>4</sub>	6.1	1.78	1.5	0.71	0.92	0.87	0.59	
	s <sub>5</sub>	4.9	1.41	1.2	0.58	0.93	0.84	0.59	
4A 9 H = 1/2	s <sub>1</sub>	3.71	1.09	0.96	0.44	0.94	0.82	0.59	
	s <sub>2</sub>	7.7	2.25	1.2	0.73	0.74	0.81	0.47	
	s <sub>3</sub>	5.9	1.72	0.96	0.57	0.75	0.76	0.47	
	s <sub>4</sub>	5.0	1.47	0.85	0.48	0.76	0.74	0.46	
	s <sub>5</sub>	4.1	1.19	0.76	0.39	0.77	0.72	0.46	
4A 12 H = 3/8	s <sub>1</sub>	3.07	0.90	0.55	0.39	0.78	0.69	0.49	
	s <sub>2</sub>	1.7	1.36	0.43	0.35	0.59	0.64	0.39	
	s <sub>3</sub>	3.92	1.15	0.42	0.30	0.60	0.61	0.39	
	s <sub>4</sub>	3.19	0.94	0.35	0.25	0.61	0.59	0.39	
	s <sub>5</sub>	2.44	0.71	0.29	0.19	0.62	0.57	0.40	
4A 12 H = 1/4	s <sub>1</sub>	1.65	0.48	0.19	0.13	0.63	0.55	0.40	
	s <sub>2</sub>	3.99	1.47	0.31	0.26	0.51	0.57	0.34	
	s <sub>3</sub>	3.39	1.08	0.27	0.22	0.52	0.55	0.34	
	s <sub>4</sub>	2.77	0.81	0.22	0.19	0.53	0.53	0.34	
	s <sub>5</sub>	2.12	0.62	0.18	0.14	0.54	0.51	0.35	
4A 12 H = 1/8	s <sub>1</sub>	1.44	0.42	0.14	0.10	0.55	0.48	0.35	
	s <sub>2</sub>	2.34	0.77	0.24	0.17	0.47	0.47	0.29	
	s <sub>3</sub>	1.80	0.57	0.18	0.13	0.48	0.44	0.29	
	s <sub>4</sub>	1.25	0.39	0.12	0.09	0.49	0.42	0.29	
	s <sub>5</sub>	1.92	0.56	0.18	0.13	0.37	0.40	0.24	
4A 12 H = 3/16	s <sub>1</sub>	1.43	0.41	0.15	0.11	0.34	0.23	0.21	
	s <sub>2</sub>	1.91	0.39	0.14	0.10	0.33	0.25	0.25	
	s <sub>3</sub>	1.39	0.31	0.11	0.08	0.29	0.24	0.19	
4A 12 H = 1/16	s <sub>1</sub>	1.16	0.25	0.09	0.07	0.39	0.22	0.19	
	s <sub>2</sub>	0.80	0.22	0.07	0.05	0.31	0.17	0.19	

De Becerra, Hector J. y Abraján, Paul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.

**TABLA # 4**  
**(CONTINUACION)**  
**ANGULO DE LADOS IGUALES**



Sección Índice	Medida (in.)	Espesor (in.)	Peso por pie (lb)	Área de Sección (in. <sup>2</sup> )	Eje 1-1 y Eje 2-2		Eje 1-3		
					<i>I</i> (in. <sup>4</sup> )	<i>N</i> (in. <sup>4</sup> )	<i>r</i> (in.)	<i>z</i> (in.)	<i>r</i> min (in.)
A 1 <i>H</i> = 3/4 8 x 8	8 x 8	1/4	56.9	16.73	96.0	17.5	2.12	2.11	1.55
		1/2	51.0	15.00	89.0	15.2	2.11	2.37	1.56
		3/4	45.0	13.25	79.6	11.9	2.15	2.32	1.56
		1	38.9	11.41	69.7	12.2	2.17	2.20	1.57
		1 1/4	32.7	9.61	59.1	10.3	2.19	2.23	1.58
		1 1/2	29.6	8.68	51.1	9.3	2.20	2.21	1.58
		1 3/4	26.4	7.75	45.6	8.4	2.21	2.19	1.58
		2	37.4	11.00	37.5	8.6	1.80	1.86	1.16
		2 1/2	33.1	9.73	31.9	7.6	1.81	1.82	1.17
		3	29.7	8.41	28.2	6.7	1.83	1.78	1.17
A 2 <i>H</i> = 1/2 6 x 6	6 x 6	1/4	21.2	7.11	21.2	5.7	1.84	1.71	1.17
		1/2	21.9	6.43	22.1	5.1	1.85	1.71	1.18
		3/4	19.6	5.75	19.9	4.6	1.86	1.68	1.18
		1	17.2	5.06	17.7	4.1	1.87	1.66	1.19
		1 1/4	14.9	4.37	15.4	3.5	1.88	1.61	1.19
		1 1/2	12.6	3.69	13.0	3.0	1.89	1.61	1.19
		1 3/4	9.2	2.98	9.8	2.4	1.79	1.56	0.96
		2	23.9	9.74	17.7	4.5	1.56	1.42	0.97
		2 1/2	20.7	8.42	15.6	3.9	1.42	1.41	0.97
		3	16.2	7.11	13.7	3.2	1.47	1.45	0.96
A 3 <i>H</i> = 1/4 5 x 5	5 x 5	1/4	11.4	4.18	11.4	3.3	1.47	1.41	0.98
		1/2	12.3	3.91	11.7	2.9	1.47	1.41	0.99
		3/4	10.3	3.51	10.1	2.6	1.50	1.36	0.99
		1	18.3	5.11	17.7	3.1	1.47	1.47	0.77
		1 1/4	15.7	4.41	15.7	2.7	1.47	1.47	0.77
		1 1/2	12.0	3.75	12.0	2.3	1.47	1.47	0.77
		1 3/4	11.3	3.41	11.6	2.1	1.47	1.47	0.76
		2	9.8	2.96	10.1	1.8	1.24	1.11	0.79
		2 1/4	8.2	2.49	8.7	1.5	1.21	1.12	0.79
		2 1/2	6.6	1.91	7.0	1.0	1.25	1.01	0.79
A 4 <i>H</i> = 3/8 4 x 4	4 x 4	1/4	11.1	3.25	11.6	1.7	1.66	1.96	0.68
		1/2	9.8	2.87	10.3	1.7	1.67	1.91	0.68
		3/4	8.5	2.49	9.0	1.2	1.97	1.61	0.69
		1	7.2	2.09	7.5	0.96	1.81	0.99	0.69
		1 1/4	5.8	1.69	6.0	0.79	1.99	0.97	0.69
		1 1/2	5.8	1.69	6.0	0.79	1.99	0.97	0.69

De Becerra, Hector J. y Abrajan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.

TABLA # 5

DIMENSIONES DE TUBERIAS DE ACERO.

Mod. Nom. (in)	Dia. Ext. (in)	Ced.	Esp. pared. (in)	Dia. Int. (in)	Area Transy. Int. (in <sup>2</sup> )	Peso tub. (lb/ft)	Peso agua. (lb/ft)
1/2	0.840	40s	0.109	0.622	0.3040	0.850	0.132
		80x	0.147	0.546	0.2340	1.027	0.102
		160	0.187	0.466	0.1706	1.300	0.074
		xx	0.294	0.252	0.0500	1.714	0.022
3/4	1.050	40s	0.113	0.824	0.5330	1.130	0.231
		80x	0.154	0.742	0.4330	1.473	0.188
		160	0.218	0.614	0.2961	1.940	0.122
		xx	0.308	0.434	0.1450	2.440	0.064
1	1.315	40s	0.133	1.044	0.8640	1.572	0.275
		80x	0.173	0.957	0.7190	2.171	0.212
		160	0.250	0.815	0.5217	2.840	0.230
		xx	0.358	0.559	0.2820	3.659	0.122
1 1/4	1.660	40s	0.140	1.380	1.4950	2.272	0.649
		80x	0.191	1.278	1.2830	2.996	0.555
		160	0.250	1.160	1.0570	3.764	0.458
		xx	0.382	0.896	0.6300	5.214	0.273
1 1/2	1.900	40s	0.145	1.610	2.0360	2.717	0.882
		80x	0.200	1.500	1.7670	3.631	0.765
		160	0.281	1.338	1.4060	4.862	0.608
		xx	0.400	1.100	0.9500	6.408	0.420
2	2.375	40s	0.154	2.067	3.3550	3.652	1.450
		80x	0.218	1.939	2.9530	5.022	1.280
		160	0.343	1.689	2.2410	7.440	0.970
		xx	0.436	1.503	1.7740	9.029	0.770
2 1/2	2.875	40s	0.203	2.469	4.7880	5.790	2.070
		80x	0.276	2.323	4.2380	7.660	1.870
		160	0.375	2.125	3.5460	10.010	1.540
		xx	0.552	1.771	2.4640	13.700	1.070
3	3.500	40s	0.216	3.068	7.3930	7.580	3.200
		80x	0.300	2.900	6.6050	10.250	2.860
		160	0.438	2.624	5.4080	14.320	2.350
		xx	0.600	2.300	4.1550	18.580	1.800
3 1/2	4.000	40s	0.226	3.548	9.8860	9.110	4.290
		80x	0.318	3.364	8.8880	12.510	3.840

De Becerra, Hector J. y Abrajan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.

**TABLA # 5**  
**(CONTINUACION).**  
**DIMENSIONES DE TUBERIAS DE ACERO.**

Núm. N.P.	Ext. (in)	Esp. pared. (in)	Dia. Int. (in)	Area Transv. Int. (in <sup>2</sup> )	Peso tub. (lb/ft)	Peso agua. (lb/ft)
10.000	40R	0.250	5.047	20.019	14.620	8.670
	40X	0.375	4.813	18.190	20.789	7.880
	42R	0.500	4.563	16.350	27.190	7.090
	42X	0.625	4.313	14.510	32.960	6.300
	44X	0.750	4.063	12.670	38.550	5.610
10.000	40R	0.250	5.065	20.590	18.97	12.510
	40X	0.432	5.761	26.970	28.57	11.290
	42R	0.562	5.591	24.775	36.40	10.390
	42X	0.716	5.389	22.580	45.20	9.160
	44X	0.875	5.147	20.385	54.97	8.160
10.000	20	0.125	3.750	13.900	19.30	22.170
	25	0.187	3.600	12.900	24.70	22.170
	30	0.250	3.500	11.900	30.10	21.710
	35	0.312	3.350	10.900	35.50	20.770
	40	0.375	3.250	10.000	41.90	19.780
	45	0.437	3.100	9.000	48.30	18.830
	50	0.500	2.950	8.000	54.70	17.590
	55	0.562	2.800	7.000	61.10	16.960
	60	0.625	2.650	6.000	67.50	16.100
	65	0.687	2.500	5.000	74.90	15.800
10.750	20	0.250	10.250	82.520	28.04	35.760
	30	0.367	10.136	80.690	34.24	34.960
	40R	0.265	10.020	78.860	40.48	34.290
	40X	0.500	9.750	74.650	54.74	32.350
	50	0.593	9.564	71.840	64.33	31.130
	60	0.718	9.314	68.130	76.93	29.530
	70	0.843	9.064	64.530	89.20	27.960
	80	1.000	8.750	60.100	104.13	26.060
	90	1.125	8.500	56.750	119.05	24.590
	10.750	30	0.250	12.250	117.860	53.38
40		0.330	12.090	114.800	63.77	49.740
50		0.410	12.000	113.100	75.56	49.000
60		0.490	11.930	111.930	88.53	48.500
70		0.570	11.750	109.430	102.42	46.920
80		0.662	11.600	107.100	117.16	46.000
90		0.667	11.370	104.640	132.51	44.040
100		0.643	11.064	99.140	167.20	41.660
120		1.000	10.750	90.700	125.49	39.330
140		1.125	10.500	86.500	133.62	37.520
160	1.312	10.190	80.500	160.27	34.890	

De Bererra, Hector J. y Abrajan, Raul H. "Diseño de Recipientes de Proceso" Primera Edición 1985. Offset Azteca.

TABLE # 5  
(CONTINUACION).

DIMENSIONES DE TUBERIAS DE ACERO.

Med. Nom. (in)	Dia. Ext. (in)	Cod.	Esp. pared. (in)	Dia. int. (in)	Area Transv. Int. (in <sup>2</sup> )	Peso por Pie. (lb/ft)	Peso por Pie. (kg/m)
14	14.00	10	0.250	13.500	143.140	56.71	62.60
		20	0.312	13.376	140.520	46.68	60.84
		30s	0.375	13.250	137.820	54.57	59.71
		40	0.438	13.124	135.260	63.37	58.64
		x	0.500	13.000	132.730	72.09	57.46
		60	0.593	12.814	128.960	84.91	55.86
		80	0.750	12.500	122.720	106.13	53.12
		100	0.937	12.126	115.490	130.73	50.04
		120	1.093	11.814	107.620	150.67	47.45
		140	1.250	11.500	99.870	170.22	45.01
160	1.426	11.126	92.310	189.12	42.69		
14	16.00	10	0.250	15.500	188.690	42.95	81.11
		20	0.312	15.376	185.690	52.36	80.10
		30s	0.375	15.250	182.65	62.58	79.12
		40x	0.500	15.000	175.720	82.77	76.58
		60	0.593	14.650	168.440	107.50	74.42
		80	0.913	14.336	160.720	136.44	69.73
		100	1.093	14.000	152.720	161.60	66.12
		120	1.250	13.750	144.520	192.29	63.62
		140	1.426	13.424	136.280	223.64	58.94
		160	1.600	13.000	128.000	245.00	56.00
16	18.00	10	0.250	17.500	239.590	47.39	101.21
		20	0.312	17.376	237.130	59.03	102.77
		s	0.375	17.250	234.710	70.59	101.18
		30	0.438	17.124	230.300	82.00	99.84
		x	0.500	17.000	226.580	92.45	98.27
		40	0.582	16.876	222.650	104.75	96.13
		60	0.750	16.500	213.830	130.17	92.87
		80	0.937	16.326	204.240	170.75	88.59
		100	1.100	16.000	194.000	207.96	83.76
		120	1.375	15.250	182.660	244.14	79.67
140	1.562	14.876	173.800	274.23	75.32		
160	1.781	14.438	163.720	308.51	70.48		
20	20.00	10	0.250	19.500	299.650	52.73	129.42
		20s	0.312	19.250	297.040	78.60	125.67
		30x	0.500	19.000	283.530	104.13	122.87
		40	0.593	18.814	278.000	122.91	120.74
		60	0.812	18.376	265.210	166.40	114.92
		80	1.031	17.938	252.720	208.87	109.51
		100	1.251	17.439	238.820	256.10	103.39
		120	1.500	17.000	226.980	296.37	98.35
		140	1.750	16.500	213.520	341.16	92.66
		160	1.968	16.064	202.670	379.60	87.74
24	24.00	10	0.250	23.500	433.710	63.41	187.95
		20s	0.312	23.250	424.560	94.62	183.99
		x	0.500	23.000	415.440	125.49	179.87

TABLA # 6

ESPORES ECONOMICOS RECOMENDADOS PARA AISLAMIENTO DE TUBERIAS.

Tamaño nominal de tubería, en pulg.	Temperatura de la tubería, en °F										
	100-150	200-250	300-350	400-450	500-550	600-650	700-750	800-850	900-950	1000-1050	1100-1200
A. Ciudad pública, generación de vapor											
1 1/2 y menores	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3
2	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3
2 1/2	1	1	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3	3 1/2
3	1	1	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3	3 1/2
3 1/2	1	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3	3	4
4	1	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3	3 1/2	4
4 1/2	1	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	4
5	1	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	4
6	1	1 1/2	2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	4
7	1 1/2	1 1/2	2	2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	4	4
8	1 1/2	1 1/2	2	2	2 1/2	2 1/2	3 1/2	3 1/2	4	4	4 1/2
9	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3 1/2	3 1/2	4	4	5
10	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	4	4	4	5
11	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	4	4	4 1/2	5
12	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	4	4	4 1/2	5
14 y mayores	1 1/2	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	3	4	4	4 1/2	4 1/2	5
B. Proceso											
1 1/2 y menores	1	1	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
2	1	1	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
2 1/2	1	1	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
3	1	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
3 1/2	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
4	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
4 1/2	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
5	1	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
6	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
7	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
8	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
9	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
10	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
11	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
12	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
14 y mayores	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
C. Comercial, todo el año											
1 1/2 y menores	1	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
2	1	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
2 1/2	1	1 1/2	2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
3	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
3 1/2	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
4	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
4 1/2	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
5	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
6	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
7	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
8	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
9	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
10	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
11	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
12	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
14 y mayores	1 1/2	1 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3 1/2	3 1/2	3 1/2	4
D. Comercial, operación de temporada											
1 1/2 y menores	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
2	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
2 1/2	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
3	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
3 1/2	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
4	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
4 1/2	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
5	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
6	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
7	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
8	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
9	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
10	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
11	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
12	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2
14 y mayores	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2	1 1/2

De Perry, Robert H. "Biblioteca del Ingeniero Químico", McGraw-Hill Inc. Traducido de la Quinta edición en inglés de Chemical Engineer's Handbook.



## CAPITULO VIII

### BIBLIOGRAFIA

- 1-. BECERRA, HECTOR J y ABRAJAN, RAUL H.  
DISEÑO DE RECIPIENTES DE PROCESO  
PRIMERA EDICION MEXICO 1988
  
- 2-. CRANE.  
FLOW OF FLUID.  
TECHNICAL PAPER No. 410.
  
- 3-. FAIR, JAMES R.  
DISIGNING DIRECT-CONTACT COOLERS/CONDENSERS.  
CHEMICAL ENGINEERING, JUNE 12 1972 p. 91-100
  
- 4-. GLISTSH INC.  
GRID/RING COMBINATION BED  
BULLETIN No. 7070
  
  
- 5-. MANUAL DE INTERNOS DE TORRES IMP.
  
  
- 6-. PERRY, ROBERT H. AND CHILTON, CECIL H.  
BIBLIOTECA DEL INGENIERO QUIMICO.  
QUINTA EDICION (SEGUNDA EDICION EN ESPAÑOL)  
McGRAW-HILL
  
- 7-. SHERWOOD, THOMAS KILGORE AND REID, ROBERT C.  
THE PROPERTIES OF GAS AND LIQUIDS  
NEW YORK: McGRAW-HILL.  
1938.

8. VAN NORDLE MATTHEW.  
DISTILLATION.  
NEW YORK McGRAW-HILL  
1967.

9. WATKINS, ROBERT N.  
PETROLEUM REFINERY DISTILLATION.  
SEGUNDA EDICION.  
SELF PUBLISHING COMPANY.