

870118

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ESTUDIO DE UN SISTEMA DE EVAPORACION DE UNA
PLANTA DESASFALTIZADORA.

TESIS PROFESIONAL

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

JUAN DIEGO SANCHEZ SANTANA

Aesor: Ing. Q. Francisco García Pelayo

GUADALAJARA, JALISCO JULIO 1989



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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN

CAPÍTULO 1 DESCRIPCIÓN DE LA FLANTA

CAPÍTULO 2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

- a) EVAPORACIÓN
- b) CONTROL AUTOMÁTICO

CAPÍTULO 3 SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN ESTUDIO

- a) DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO
- b) CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN
- c) PROBLEMAS DETECTADOS EN SU FUNCIONAMIENTO

CAPÍTULO 4 INVESTIGACIÓN DE LAS CAUSAS DE LOS PROBLEMAS DETECTADOS

- a) ANÁLISIS DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN
- b) ANÁLISIS DE LA INSTRUMENTACIÓN

CAPÍTULO 5 PROPOSICIÓN Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN

INTRODUCCIÓN

La operación unitaria de transferencia de calor es una de las operaciones más usadas en la industria.

Es indispensable para muchos procesos de gran importancia, como son: el enfriamiento de grandes cantidades de agua; la producción de vapor de agua, necesario como fuerza motriz de turbinas y como medio calefactor; la destilación de solventes usados en procesos de extracción líquido-líquido; el intercambio de calor entre fluidos; las reacciones químicas; la concentración de soluciones diluidas por medio de evaporación, etc.

El equipo que se usa en este tipo de procesos tiene una amplia variedad, debido a que en la actualidad no se tiene una teoría bien definida de los mecanismos de la transferencia de calor. Es más, no se tiene una idea precisa de lo que es "óptimo".

Es por estas situaciones que la Ingeniería Química todavía se considera, en algo, como un arte.

Es en este tipo de operaciones donde un ingeniero pone en juego su criterio para poder resolver todo tipo de problemas que se le presentan en el diseño o en la operación de algún equipo que se involucra en un proceso de esta naturaleza. Más aún, debe tener mucho cuidado, porque cualquier detalle que pase por alto puede ser determinante para que un buen diseño de equipo se deseché o no pueda realizarse una buena operación de dicho equipo.

En el presente trabajo se menciona un sistema de evaporación que principalmente involucra una operación de transferencia de calor, y que presenta problemas en su funcionamiento.

Se pretendió observar el equipo en cuestión, determinando sus fallas, tratando de determinar las causas de dichos problemas, así como discutir posibles soluciones.

Los problemas que se detectaron en el equipo fueron:

-La temperatura de la corriente líquida de salida del equipo se encontró por debajo de la temperatura a la cual se diseñó el equipo.

-Parte del vapor de agua usado como medio de

cientemente no se conuensa.

-La carga del equipo se encontró muy por debajo de la carga a la cual se diseñó.

Después de realizar algunos cálculos se vió que el diseño del equipo satisface las condiciones necesarias para llevar a cabo la evaporación; se observó además que no hay evidencia de que una interferencia por ensuciamiento influya determinadamente en el mal funcionamiento del equipo.

Por experiencias de algunos operadores de equipos similares se llegó a la conclusión de que la principal causa de las paradas del equipo es una mala transferencia de calor provocada por una acumulación de condensado en los tubos del equipo.

Esta acumulación se pensó que se debe a una elección incorrecta del sistema de instrumentación colocado en el equipo.

Por lo tanto la solución que se propuso fué modificar el sistema de control automático de la temperatura de salida del equipo, implementando un tanque de vaporización instantánea, con un sistema de control automático de nivel, en la línea de salida de condensado del equipo.

La investigación tal vez no sea tan profunda debido a que el equipo se encuentra actualmente operando en una planta de proceso de la refinera Ing. Antonio M. Amor en Salamanca Gto. y no se pudo observar de cerca el mecanismo de la evaporación, pero mediante consideraciones lógicas se ha podido obtener una buena perspectiva de solución al problema.

CAPÍTULO # 1

DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

El sistema de evaporación en estudio forma parte de una de las plantas desasfaltadoras con que cuenta la Refinería Ingeniero Antonio M. Amor (RIAMA).

Esta refinería está situada en la ciudad de Salamanca Guanajuato en la zona bajo. En ella se producen lubricantes, energéticos y petroquímicos que abastecen a gran parte de la República Mexicana.

Se trabajan como materia prima indispensable dos tipos de petróleo crudo: el crudo llamado pozoleo y el crudo llamado mezcla, ambos provenientes de los pozos petroleros de Pozo Rico Veracruz.

Estos crudos llegan a la refinería por medio de dos oleoductos de 40 y 51 cm. respectivamente.

Para poder ser utilizado, el petróleo crudo se somete primeramente a un proceso de desalado por medios electroquímicos. Después la corriente de crudo ya desalado sufre una destilación atmosférica. Esta operación se realiza en cuatro plantas denominadas primarias. En éstas plantas se obtienen la gasolina, turposina, keroseno y el diesel como cortes de la destilación, obteniéndose además un residuo llamado primario.

Este residuo primario se almacena en tanques, de donde se bombea como carga a las plantas de destilación al alto vacío.

Las plantas de destilación al alto vacío son dos, la planta LB y la unidad # 1.

De aquí en adelante las plantas de proceso mencionadas forman parte del llamado "tren de lubricantes", es decir las plantas en las cuales se producen los aceites lubricantes.

La planta LB forma parte del primer tren de lubricantes instalado en la refinería.

La unidad # 1 forma parte del segundo tren de lubricantes del cual se hablará de ahora en adelante.

En la unidad # 1 se lleva a cabo una destilación al vacío, es decir a presión reducida.

El objeto de trabajar a presión reducida, es evitar el punto de ebullición del residuo primario, ya que si no se hiciera esto se podría llegar a una descomposición térmica del producto rompiéndose las cadenas largas de

hidrocarburos formándose cadenas más pequeñas. A este fenómeno se le llama "craqueo térmico".

Al llevar a cabo la destilación a presión reducida, se obtienen los aceites lubricantes base, que servirán para la preparación de aceites lubricantes comerciales al someterlos a posteriores procesos de refinación desparafinación, etc.

Los aceites obtenidos son: transformadores (usado como refrigerante y aislante en los transformadores de la Comisión Federal de Electricidad), técnico (usado como base en la industria de aceites para el cuidado de la piel), neutro ligero y neutro (estos últimos usados para la preparación de aceites lubricantes de la línea automotriz e industrial).

Todos los aceites mencionados se obtienen como cortes de la destilación, pero además se obtiene un residuo denominado de vacío.

Este residuo es almacenado en tanques, de donde se bombea como carga a la Unidad # 2, que es una planta desulfuradora. Su objetivo principal es obtener los aceites lubricantes de media y alta viscosidad mediante una extracción líquido-líquido utilizando como solvente una mezcla de propano y butano líquidos. Los aceites mencionados no pudieron ser obtenidos directamente de la destilación a presión reducida ya que podría presentarse el fenómeno ya mencionado de craqueo térmico.

A continuación se presenta una breve descripción del proceso:

La carga, que es el residuo de vacío, es bombeada a dos torres extractoras llamadas de solución ligera en las que se pone en contacto con el solvente a contracorriente. La carga entra a las torres por la parte superior y el solvente entra por la parte inferior.

Por la diferencia de densidades entre el solvente y la carga se genera un ascenso del solvente que disuelve al aceite ligero, en este caso el neutro pesado, y lo arrastra hacia el fondo. Esta corriente sigue después un proceso de eliminación del solvente.

El residuo cargado parcialmente desciende hacia el fondo.

La presión de trabajo de estas torres extractoras es de 40 atmósferas aproximadamente.

Debido a que en el siguiente paso del proceso la presión total es menor, la corriente del fondo de las torres extractoras fluye, por diferencia de presión, como carga a otras torres extractoras, llamadas de solución pesada.

En estas torres también son dos, el residuo se pone nuevamente en contacto con solvente a contracorriente a

distintas condiciones de presión y temperatura. También aquí se genera un ascenso de solvente por diferencia de densidades que disuelve y arrastra al aceite pesado hacia el domo y un descenso de una corriente de residuo agotado, que es arrastrado mezclado con solvente, hacia el fondo. Esta corriente del fondo pasa a un proceso de eliminación del solvente.

La corriente del domo sigue también un proceso de eliminación del solvente. Para ello, primero pasa por unos cambiadores de calor que aumentan su temperatura. Luego, entra a una torre de destilación instantánea (trazan), donde se evapora un alto porcentaje de solvente. Por el fondo de la torre de destilación sale una mezcla de aceite pesado con un poco de solvente que pasa a un evaporador denominado E-3 que es el sistema de evaporación en estufa. Este evaporador es del tipo caldereta y hace las veces de calentador, que suministra parte de los requerimientos calóricos de la torre de destilación, además de que elimina una gran parte del solvente.

De este evaporador el aceite pasa a una torre agotadora donde se elimina completamente el solvente por diferencia de presión.

Cuando hay vestigios de solvente, este se elimina mediante vapor de arrastre.

Finalmente el aceite se envía a tanques de almacenamiento, de donde posteriormente pasará a otras plantas en las que se llevan a cabo procesos de refinación desparafinación, etc.

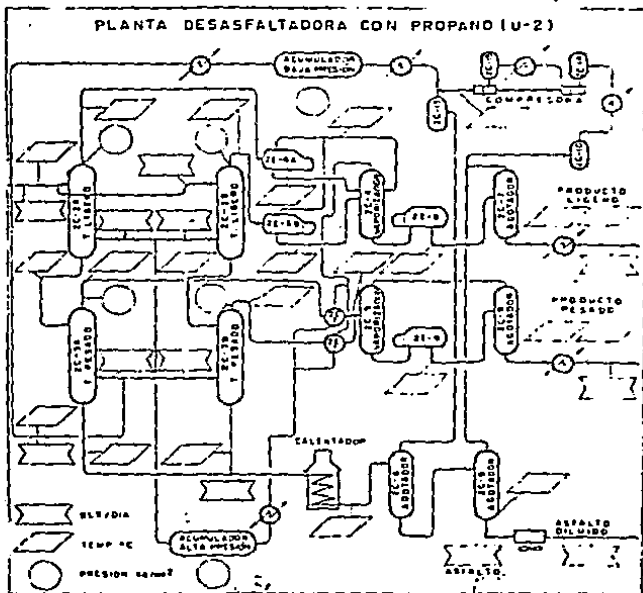


Fig # 1 DIAGRAMA DE LA PLANTA

CAPÍTULO * 2

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

a) EVAPORACIÓN.

La evaporación es una operación en la que se involucran tanto una transferencia de calor como una transferencia de masa, y consiste en aplicar suficiente calor a un líquido, para lograr que éste pase de su fase original a la fase vapor.

El mecanismo de la evaporación se describe a grandes rasgos a continuación:

Cuando un tubo caliente se sumerge en un líquido contenido en un recipiente, y dicho tubo se mantiene a una temperatura por encima de la de saturación del líquido, empiezan a formarse burbujas de una forma completamente al azar en la superficie del tubo. El calor que pasa a través de la superficie del tubo donde no se forman burbujas, entra por convección al líquido que lo rodea, algo del calor del líquido fluye entonces hacia la burbuja provocando evaporación desde su superficie interna hacia el interior de ella misma, y sube a la superficie del recipiente. Para que esto suceda, el líquido debe estar más caliente que su temperatura de saturación dentro de la burbuja.

El flujo de calor desde el tubo hacia el líquido depende de la diferencia de temperaturas entre la superficie del tubo y la temperatura de saturación del líquido.

Si la diferencia de temperaturas es baja, el flujo de calor es bajo y la formación de burbujas es lenta. Pero si la diferencia de temperaturas es alta el flujo de calor es alto y rápido y la formación de burbujas ocurre rápidamente dando como resultado la formación de una capa o película de vapor alrededor de la superficie del tubo. Dicha capa ofrece una alta resistencia al flujo de calor, el cual disminuye, presentándose un fenómeno de interferencia.

Cuando la vaporización se efectúa directamente en la superficie calentadora, se llama ebullición nuclear, y cuando toma lugar a través de la película del gas de interferencia, se llama ebullición en película.

Existe una diferencia de temperaturas llamada crítica, la cual define la ebullición nuclear de la ebullición en película. A esta diferencia de temperaturas se obtiene el máximo flujo de calor, y si se sobrepasa dicha diferencia, el flujo de calor empieza a decrecer.

-CLASIFICACIÓN DEL EQUIPO DE VAPORIZACIÓN TUBULAR.

••Existen muchos tipos de equipo para evaporación, pero para los alcances de este trabajo solo se menciona el equipo tubular y en especial los intercambiadores vaporizadores de circulación natural con vaporización en la cascada. llamados Calderetas de Marañón.••

Se usan dos tipos principales de equipo tubular vaporizador en la industria: Calderas e intercambiadores vaporizadores.

Las calderas sin aparatos tubulares orientadas directamente, que convierten la energía del combustible en calor latente de vaporización. Los intercambiadores vaporizadores no tienen flujo directo y convierten el calor latente o sensible de un fluido en calor latente de vaporización de otro.

Si un aparato de este tipo se usa para la evaporación de agua de una solución acuosa, es convencional llamarlo evaporador.

Si se usa para suministrar los requerimientos de calor en el fondo de una columna de destilación, ya sea que el vapor tomado sea o no vapor de agua se le llama hervidor.

-CALDERETAS DE MARAÑÓN.

Este tipo de intercambiadores vaporizadores son frecuentemente usados para proporcionar los requerimientos de calor en el fondo de una torre de destilación.

La altura del nivel del líquido en la torre es pequeña por lo que el líquido se rinde fluye hacia la caldereta y pasa por su superficie de transferencia a una velocidad muy baja. Por lo tanto el coeficiente de película no depende de la velocidad y solo depende de la diferencia de temperaturas entre la superficie de transferencia y la temperatura de saturación del líquido.

Existen dos limitaciones importantes que deben seguirse para que el equipo funcione adecuadamente.

El máximo flujo de calor por unidad de área permitido es de $14,000 \text{ Btu/hr.ft}^2$ y el coeficiente de película h se limita a $615 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ para sustancias orgánicas.

Cuando una caldereta es sobrediseñada, puede ser operada por respiración.

A medida que el líquido entra a la caldereta, puede ser completamente vaporizado con mucha rapidez debido al sobrediseño. Cuando la mezcla nuevo líquido, entra a la superficie, el nuevo líquido permanece en la

caldereta momentáneamente y también es calentado y completamente vaporizado, de manera que de la caldereta salen intermitentemente estallidos de vapor en lugar de un flujo continuo. Esto puede controlarse reduciendo la presión en el vapor de agua si este es el medio calefactor, o colocando un orificio en la brida de salida de la coccia para aumentar la caída de presión en el vapor.

-ECUACIONES PARA TRANSFERENCIA DE CALOR

Existen dos ecuaciones semejantes para transferencia de calor, referidas a diferentes parámetros.

La primera se basa en el coeficiente de película y en la diferencia de temperaturas de una superficie caliente y la temperatura de saturación del líquido a evaporar.

$$\frac{Q}{A} = h_v \Delta t$$

Donde:

Q/A = Flujo de calor por unidad de área.

h_v = Coeficiente de película

Δt = Diferencia de temperaturas entre la superficie de transferencia y la temperatura de saturación del líquido a evaporar.

La segunda se basa en el coeficiente global de transferencia de calor y en la diferencia media logarítmica de temperaturas entre las entradas y salidas de los fluidos frío y caliente.

$$\frac{Q}{A} = U \Delta T_m$$

Donde:

U = Coeficiente global de transferencia de calor

ΔT_m = Diferencia media logarítmica de temperaturas

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

ΔT_1 = Diferencia de temperaturas en la terminal caliente.

ΔT_2 = Diferencia de temperaturas en la terminal fría.

B. CONTROL AUTOMÁTICO.

El control de un proceso consiste en la serie de operaciones realizadas con el fin de mantener lo más estable posible alguna variable determinada de dicho proceso.

Las variables que más comúnmente se desea controlar son: presión, temperatura, flujo, y nivel.

El control de estas variables puede realizarse manualmente con la intervención del elemento humano, o automáticamente mediante el uso de instrumentos neumáticos, eléctricos, o electrónicos.

Las operaciones que se realizan para controlar una variable son:

- Medición de la variable.
- Comparación del valor actual de la variable con un valor prefijado de control.
- Acción correctiva para mantener el valor de la variable controlada lo más cercano posible de al valor prefijado de control.

La medición de la variable controlada es realizada por el ELEMENTO PRIMARIO DE MEDICIÓN.

Dicho elemento transforma la energía del sistema controlado, en un efecto que es función del cambio en el valor de la variable controlada.

El efecto producido por el elemento primario puede ser un cambio de presión, potencial eléctrico, etc.

La comparación del valor actual de la variable controlada con un valor prefijado es realizada por un CONTROLADOR, que recibe una señal proveniente del elemento primario de medición y compara el efecto producido por el cambio de la variable con un efecto interno producido por el valor prefijado de control.

Entonces el controlador decide si es necesario aplicar una acción para corregir el valor de la variable controlada.

La acción correctiva es aplicada por el ELEMENTO FINAL DE CONTROL. Este recibe una señal del controlador y actúa sobre un medio externo para hacer que el valor de la variable controlada vuelva al valor prefijado.

El medio externo es denominado agente de control.

Los elementos primarios de medición pueden ser termopares para temperatura, placas de orificio para presión o ventosas de flujo, flotadores (para nivel), etc.

Los elementos finales de control generalmente son válvulas automáticas que son accionadas por medio de motores electromagnéticos, solenoides, o neumáticos de

disarráms).

Los controladores pueden ser sistemas de computación, o simples equipos neumáticos.

-FORMAS DE CONTROL AUTOMÁTICO.

El controlador interpreta los cambios de la variable controlada y produce una acción correctiva para mantener el balance deseado en el proceso. La forma con la cual el controlador produce esta acción correctiva se llama forma de control.

Las principales formas de control son:

- PROPORCIONAL.
- REAJUSTE.
- ACCIÓN DERIVATIVA.

La acción proporcional produce una señal de salida proporcional a la desviación de la variable controlada de su valor prefijado de control.

La cantidad de desviación de la variable controlada requerida para mover el elemento final de control a través de toda su escala o abertura es conocida como "la banda proporcional".

La acción de reajuste (también conocido como acción integral) produce una señal correctiva proporcional a la cantidad de tiempo que la variable controlada estuvo alejada del valor prefijado de control para corregir cambios de carga.

El reajuste se expresa como la cantidad de tiempo requerida para producir un cambio en la salida igual en magnitud a el producido por la acción proporcional.

La acción derivativa produce una señal correctiva proporcional a la velocidad a la cual la variable controlada cambia de su valor prefijado de control.

Estas formas de control son aplicadas dependiendo de el proceso en el cual se van a usar.

Es recomendable usar las tres formas de control sumadas cuando el proceso a controlar presenta constantes cambios de carga.

CAPÍTULO 3

SISTEMA DE EVAPORACIÓN EN ESTUDIO

A. DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO

El equipo de evaporación en estudio es un evaporador del tipo caldereta. Es un recipiente intercambiador de calor a presión de coraza y tubos, que presenta un ensanchamiento en la coraza para poder llevar a cabo la evaporación. El ensanchamiento deja un espacio libre que facilita la separación de las fases líquido-vapor.

Este evaporador se encuentra localizado en la parte inferior y a un costado de una torre de destilación instantánea (flash).

La función del evaporador es eliminar parte del solvente que contiene la corriente proveniente del fondo de la torre de destilación instantánea. Dicha corriente es una mezcla de aceite pesado y el solvente de extracción que es una mezcla de propano y butano líquido. Además los vapores del evaporador van como refugio a la torre de destilación mencionada y proporcionan parte del requerimiento calórico de dicha torre.

La corriente del fondo de la torre de destilación instantánea entra como carga al evaporador por la parte inferior de la coraza y circula por dentro de ella en un solo paso.

En la coraza está colocada una placa que funciona como vertedero o rebosadero, manteniendo un nivel constante del líquido. Esto mantiene los tubos del evaporador sumergidos en el líquido a evaporar en todo momento.

El aceite agotado casi totalmente en solvente, sale también por la parte inferior de la coraza del evaporador y va como carga a otra torre de destilación.

Los vapores de solvente salen por la parte superior de la coraza.

El medio que proporciona el calor necesario para la evaporación es vapor saturado a aproximadamente diecisiete atmósferas de presión.

Este vapor entra por la parte superior del evaporador por una boquilla localizada en el cuello del mismo. Circula por dentro del haz de tubos que tiene forma de U, cede su calor latente de condensación y sale como condensado por la parte inferior del cuello del evaporador.

La forma en U de los tubos presenta la ventaja de reducir el número de juntas o soldaduras, lo que en recipientes a presión es una característica importante, ya que se reduce su costo inicial así como el de mantenimiento, y así mismo se reduce la posibilidad de accidentes por ruja en los tubos.

Los datos de diseño del evaporador junto con un esquema del mismo se muestran en las figuras número 1a y 1b.

- INSTRUMENTACIÓN.

La instrumentación con que cuenta el equipo de evaporación es la siguiente:

Un termopar colocado a la salida de la mezcla aceite-solvente del evaporador manda una señal de la temperatura de dicha salida por medio de una variación en la presión de el aire de instrumentos que es proporcional a la variación de la temperatura, que se transmite por medio de pequeños tubos a un controlador que compara la presión de entrada con una presión preñada de control y genera una señal correctiva, también de presión de aire que varía entre .3 y 1 atm. y le envía hacia una válvula automática de motor neumático que está localizada a la salida del condensado en el cuello del evaporador.

Si la temperatura a la salida de la mezcla aceite-solvente es baja, se genera una señal correctiva que ordena a la válvula automática abrir para admitir mayor cantidad de vapor al evaporador.

Si la temperatura es alta, la señal correctiva ordena a la válvula cerrar.

Esta válvula automática se abre completamente al ocurrir una falla en el sistema de instrumentos.

Para ayudar al control, o relevar a la válvula automática cuando se presente alguna falla, se instaló un juego de válvulas manuales conocidas como válvulas de directo (bypass), y además un termómetro a la salida de la mezcla aceite-solvente que muestra su temperatura.

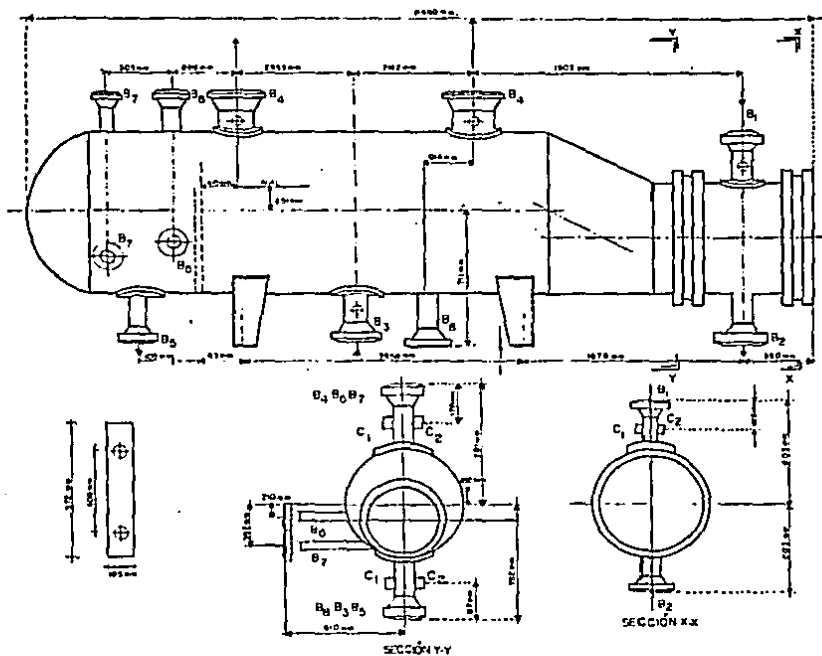
Para lograr que el nivel de líquido en el lado de la coraza sea el adecuado y aprovechar mejor toda el área de intercambio, el evaporador cuenta con una mampara que tiene una altura igual al borde superior del haz de tubos. Esta mampara está colocada en la coraza del evaporador y en el extremo en U de los tubos.

DATOS DE DISEÑO

| | | Lado Coraza | Lado Tuba |
|-------------------------|---------|-------------|-----------|
| Fluido Circulando | Kg/Hr | 55,875.00 | 10,555.00 |
| Líquido | Kg/Hr | 55,875.00 | = |
| Vapor de Agua | Kg/Hr | = | 10,555.00 |
| Fluido Vaporizado | Kg/Hr | 37,334.00 | = |
| Condensado | Kg/Hr | = | 10,555.00 |
| Peso Específico Líquido | ent/sal | 0.500/0.655 | = |
| Viscosidad del Líquido | ent/sal | 0.303/0.982 | = |
| Peso Molecular Vapores | | 49.7 | 18.0 |
| Temperatura de Entrada | °C | 85.0 | 207.8 |
| Temperatura de Salida | °C | 185.5 | 207.8 |
| Número de Pasos | | 1 | 2 |

| | | | |
|---------------------------|-------|---------------------|------------|
| Calor Intercambiado | J/Hr | 2×10^{10} | DMLT 75.5 |
| Razón de Transferencia | | 764 Servicio | 990 Limpio |
| Superficie Total de Tubos | | 12.0 m ² | |
| Número Total de Tubos | "U's" | 231.0 | |

Fig. 2A



| | | | | |
|----------------|---|--------|---------------------|--|
| C ₂ | 4 | 25 mm | 20,678,400 Pascales | Termopares |
| C ₁ | 4 | 19 mm | 20,678,400 Pascales | Para Magnéticos |
| B ₄ | 1 | 50 mm | 2,067,840 Pascales | Purga |
| B ₇ | 2 | 25 mm | 2,067,840 Pascales | Medidor de Nivel |
| B ₆ | 2 | 50 mm | 2,067,840 Pascales | Medidor de Control |
| B ₅ | 1 | 75 mm | 2,067,840 Pascales | Salida del Líquido |
| D ₂ | 2 | 200 mm | 2,067,840 Pascales | Salida de vapores |
| B ₁ | 1 | 200 mm | 2,067,840 Pascales | Entrada de Aceite Presión B ₁ |
| | | | | B ₁ (10) |
| B ₂ | 1 | 75 mm | 2,067,840 Pascales | Salida de Condensado |
| B | 1 | 150 mm | 2,067,840 Pascales | Entrada de Vapor a 17 MPa |

| | Corona | Tubo |
|----------------|--------------------|--------------------|
| mm Ø 200 x 200 | 2,067,840 Pascales | 2,067,840 Pascales |
| mm Ø 200 x 200 | 2,067,840 Pascales | 2,067,840 Pascales |
| mm Ø 200 x 200 | 2,067,840 Pascales | 2,067,840 Pascales |

Peso Aproximado Vaso 7,600 Kg

FIG. 2B

La forma de controlar ese nivel de liquido, es por medio de un elemento indicador de nivel que se encuentra localizado en el extremo opuesto de la entrada de vapor de agua.

Cuando el nivel del liquido se encuentra por debajo de la altura de la mampara, parte de los tubos no tienen contacto con el liquido, y por lo tanto es necesario aumentar dicho nivel. Para ello el elemento indicador de nivel manda una señal a un controlador que genera una señal correctiva que acciona una válvula automática, localizada en la línea de salida de la mampara aceite-solvente, y le ordena cerrar para hacer que el flujo sea menor y aumentar así el nivel.

Cuando ocurre lo contrario, es decir que el nivel aumenta, parte del liquido en la cámara no tiene contacto con los tubos, entonces la señal que manda el elemento de nivel y que retransmite el controlador, ordena a la válvula automática abrir para permitir que salga mayor cantidad de liquido y disminuya el nivel.

La válvula automática actúa completamente al ocurrir una falla.

Un esquema de la instrumentación se muestra en la figura # 3.

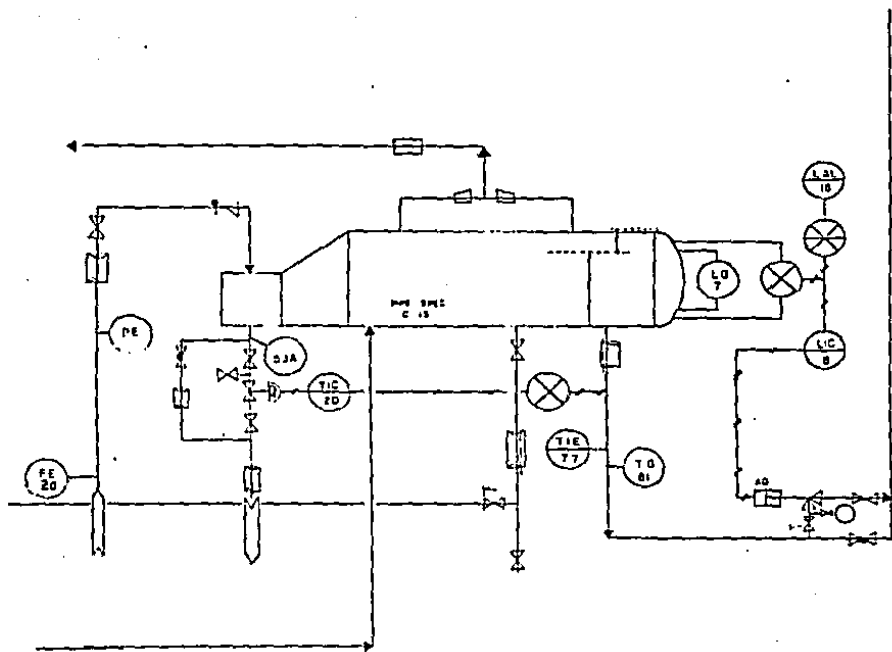


Fig. 3. INSTRUMENTACIÓN DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN

CONDICIONES ACTUALES DE OPERACIÓN

Actualmente las condiciones de operación son las siguientes:

-ENTRADA DE CARGA ACEITE-SOLVENTE.

Flujo total: 2 407.0 kmol/día
Flujo de aceite: 449.8 kmol/día
Flujo de solvente: 1 957.4 kmol/día
Temperatura: 30 °C

-SALIDA DE ACEITE-SOLVENTE.

Flujo total: 473.3 kmol/día
Flujo de aceite: 449.8 kmol/día
Flujo de solvente: 23.7 kmol/día
Temperatura: 145 °C

-SALIDA DE VAPORES DE SOLVENTE.

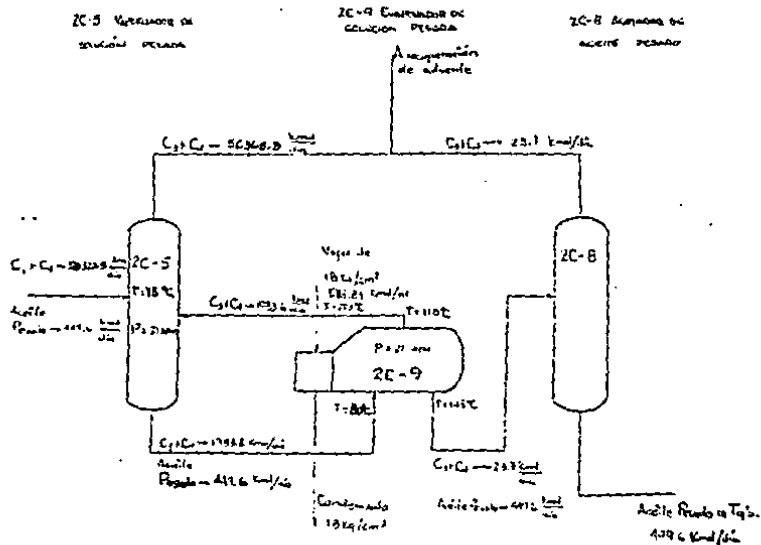
Flujo total: 1 933.8 kmol/día
Flujo de C3: 1 430.8 kmol/día
Flujo de C4: 492.6 kmol/día
Temperatura: 110 °C

-VAPORES DE AGUA.

Flujo: 588.9 kmol/h
Temperatura: 107 °C
Presión: 17 atm

Presión de operación dentro de la coraza:
21.4 atm

ALREDEDORES DEL SISTEMA DE EVAPORACIÓN



c. PROBLEMAS DETECTADOS EN SU FUNCIONAMIENTO.

Los principales problemas detectados son los siguientes:

- La temperatura de salida de la mezcla aceite-solvente se encuentra por debajo de la temperatura a la cual se diseñó el equipo.

-Falta del vapor de agua usado como medio de calentamiento no se condensa.

-La carga actual del equipo está muy por debajo de la carga a la cual se diseñó.

CAPÍTULO # 4

INVESTIGACIÓN DE LAS CAUSAS DE LOS PROBLEMAS DETECTADOS.

ANÁLISIS DEL PROCESO DE EVAPORACIÓN.

-BALANCE DE CALOR EN LA CORADA.

• NOMENCLATURA.

- Punto 1 → Entrada de carga aceite-solvente.
- Punto 2 → Salida de vapores de solvente.
- Punto 3 → Salida de producto aceite-solvente.
- A → Propano.
- B → Butano.
- C → Aceite Pesado.
- h → Entalpía del líquido
- H → Entalpía del vapor.

-Datos en cada punto.

Punto 1:

| | | |
|----------------|-------|------------|
| Temperatura | 50 | °C |
| Presión | 11.4 | atm. |
| h _A | 10.9 | MJ J.Kmol. |
| h _B | 16.2 | MJ J.Kmol. |
| h _C | 156.6 | MJ J.Kmol. |

Punto 2:

| | | |
|----------------|------|------------|
| Temperatura | 110 | °C |
| Presión | 11.4 | atm. |
| h _A | 36.2 | MJ J.Kmol. |
| h _B | 46.1 | MJ J.Kmol. |

Punto 3:

| | | |
|----------------|-------|------------|
| Temperatura | 145 | °C |
| Presión | 11.4 | atm. |
| h _A | 36.2 | MJ J.Kmol. |
| h _C | 347.9 | MJ J.Kmol. |

- Datos de entalpías tomados de las gráficas 1 y 2 del

- Péndice.

- BALANCE:

$$\text{Entradas} - \text{Salidas} + \text{Fuentes} - \text{Pozos} = 0$$

- Entradas (punto 1):

$$F_{A1} h_{A1} + F_{B1} h_{B1} + F_{C1} h_{C1}$$

- Salidas (puntos 2 y 3):

$$2.- F_{A2} h_{A2} + F_{B2} h_{B2}$$

$$3.- F_{B3} h_{B3} + F_{C3} h_{C3}$$

- Fuentes:

□ → Calor suministrado por el vapor de agua.

- Pozos:

Ninguno → □

- Cálculos:

Entradas

$$(1480.8 \text{ kmol/día}) (20.9 \times 10^6 \text{ J/kmol}) + (476.6 \text{ kmol/día}) (26.2 \times 10^6 \text{ J/kmol}) \\ + (449.6 \text{ kmol/día}) (236.6 \times 10^6 \text{ J/kmol}) = \underline{1.49811 \times 10^{11} \text{ J/día}}$$

Salidas

$$2.- (1480.8 \text{ kmol/día}) (36.2 \times 10^6 \text{ J/kmol}) + (452.8 \text{ kmol/día}) (45.1 \times 10^6 \text{ J/kmol}) \\ = \underline{7.402624 \times 10^{10} \text{ J/día}}$$

$$3.- (23.74 \text{ kmol/día}) (86.3 \times 10^6 \text{ J/kmol}) + (449.6 \text{ kmol/día}) (217.9 \times 10^6 \text{ J/kmol}) \\ = \underline{1.5728 \times 10^{11} \text{ J/día}}$$

Balaceo

$$1.49811 \times 10^{11} - 3.402624 \times 10^{10} - 1.5728 \times 10^{11} + Q = 0$$

$$- 81492.84 \times 10^6 \text{ J/día} + Q = 0$$

$$Q = 81492.84 \times 10^6 \text{ J/día}$$

$$Q = \underline{3395.635 \times 10^6 \text{ J/hr.}}$$

Este es el calor necesario para llevar a cabo la evaporación actualmente, y según los datos de diseño, el calor necesario en el proceso es:

$$Q = 20 \text{ MBH J/h}$$

El flujo de vapor de agua empleado en cada caso es:

$$\text{Flujo de Diseño} = 557.6 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Flujo Actual} = 558.0 \text{ kmol/h}$$

Con estos datos se puede notar que hay una gran disminución en la cantidad de calor transferido, con el mismo flujo de vapor.

El coeficiente total de transferencia de calor se puede calcular de la siguiente manera:

- Cálculo del coeficiente de película lado coraza.
- Cálculo del área transversal de flujo.

$$A_s = \frac{DI \times C' \times B}{P_T \times 144} \text{ ft}^2$$

Donde:

$$A_s = \text{Área transversal de flujo} \text{ ft}^2$$

$$DI = \text{Diámetro interno de coraza} = 17 \text{ pulg.}$$

$$C' = \text{Dist. entre tubos} = 1.4 \text{ pulg.}$$

$$B = \text{Espacado de los deflectores} = 13 \text{ pulg.}$$

PI - Espaciado entre tubos = 1 pulg.

$$a_s = \frac{17'' \times 0.25'' \times 15''}{1'' \times 144} = 0.443 \text{ ft}^2$$

$$a_s = 4.12 \times 10^{-2} \text{ m}^2$$

- Cálculo de la masa velocidad.

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

Donde:

G_s → Masa velocidad.

W → Flujo másico = 36100 lb/hr

a_s → Área transversal de tubo.

$$G_s = \frac{36100 \text{ lb/hr}}{0.443 \text{ ft}^2} = 81500 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$G_s = 398354 \frac{\text{kg}}{\text{hr m}^2}$$

- Determinación del coeficiente de película lado coraza.

Por medio de parámetros adimensionales se calcula el coeficiente de película lado coraza:

D_e → Diámetro equivalente de coraza.

$$d_e = \frac{4(R_1^2 - \pi d_o^2/4)}{\pi d_o} = \frac{4[1^2 - \pi(0.75)^2/4]}{\pi(0.75)} = 0.95 \text{ pulg.}$$

$$D_e = \frac{d_e}{12} \quad D_e = \frac{0.95}{12} \text{ ft} \quad D_e = 0.079 \text{ ft}$$

$$Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{(0.079 \text{ ft}) [81500 \text{ lb}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2)]}{2.42 \text{ lb}/(\text{ft} \cdot \text{hr})} \quad Re_s = 2660.5$$

Con este valor de Reynolds se entra a la fig. 3 del

apéndice y se obtiene:

$$j_H = 27.5$$

De la fig. 4 del apéndice con los $Pr = 100$ y una viscosidad de 1 cp. se obtiene:

$$k (c\mu/k)^{1/3} = 0.25$$

y el coeficiente de película se calcula como:

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} = 27.5 \left(\frac{1}{0.019 ft} \right) \cdot 0.25$$

$$h_o = 87 \frac{BTU}{hr ft^2 ^\circ F}$$

$$h_o = 1763.4 \frac{KJ}{hr m^2 ^\circ C}$$

•• Cálculo del coeficiente total de transferencia de calor.

Se supone un coeficiente de película para vapor condensante lado tubos de:

$$h_{i0} = 1500 \frac{BTU}{hr ft^2 ^\circ F}$$

Con este dato y con el coeficiente de película lado coraza se calcula el coeficiente total como sigue:

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{(1500)(87)}{1500 + 87}$$

$$U_c = 82.23 \frac{BTU}{hr ft^2 ^\circ F}$$

y el coeficiente total será:

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{U_c} + R_d \quad \text{Donde } R_d \rightarrow \text{Coeficiente de ensucamiento.}$$

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{82.23} + 0.0055$$

$$U_0 = 56.6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$U_0 = 1160.2 \frac{\text{KJ}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Con esta dato de coeficiente de película sobre el área efectiva de transferencia de calor:

$$Q = U_0 A \Delta T_m$$

$$A = \frac{Q}{U_0 \Delta T_m}$$

$$Q = 3\,595.535 \text{ IIII J/hr}$$

La diferencia media logarítmica de temperaturas se define como:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad \begin{array}{l} \Delta T_1 = 127^\circ\text{C} \\ \Delta T_2 = 62^\circ\text{C} \end{array}$$

$$\Delta T_m = 90.65^\circ\text{C}$$

$$A = \frac{3\,595.535 \times 10^6 \text{ J/hr}}{\left(56.6 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}\right) \left(\frac{20.5 \times 10^6 \text{ J}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}\right) (90.65^\circ\text{C})}$$

$$A \text{ efectiva} = 32.3 \text{ m}^2$$

Esta data en el área pudiera deberse a alguna interferencia provocada por una acumulación de condensado en los tubos.

En el diseño de un evaporador se deben cumplir dos condiciones muy importantes:

Máximo flujo de calor en unidades de área permitidas:

$$Q_{\text{máx}} = 140 \text{ IIII J/m}^2 \text{ hr}$$

Máximo coeficiente de película para vaporización permitidos:

$$h_0 \text{ mix} = 6.15 \text{ MM J (m}^2 \text{ }^\circ\text{C hr)}$$

El coeficiente de película para vaporización en este caso es de :

$$h_0 = 1.783 \times 10^6 \text{ J/(m}^2 \text{ }^\circ\text{C hr)}$$

El flujo de calor por unidad de Área se puede calcular de la siguiente manera:

$$Q/A = \frac{3395.635 \times 10^6 \text{ J/hr}}{32.3 \text{ m}^2} = \frac{105.1 \times 10^6 \text{ J/(m}^2 \text{ hr)}}{\cancel{\text{hr}}}$$

Por lo tanto, el diseño satisface las condiciones necesarias para llevar a cabo la evaporación.

•••Durante el desarrollo de este trabajo se hizo una limpieza al equipo. Al iniciar la operación se obtuvo un aumento en la temperatura de salida del aceite, la cual se incrementó hasta 150 grados, manteniéndose las demás condiciones. •••

Con este cambio se realizó un nuevo balance de calor obteniéndose lo siguientes:

•••La nomenclatura usada es la misma que en el inciso anterior. •••

-Datos en cada punto.

-Puntos 1 y 2 mismos datos que en el inciso anterior.

-Punto 3

| | | |
|------------------|-------|------------|
| Temperatura | 150 | °C |
| Presión | 21.4 | atm. |
| h ₀ E | 30.4 | MM J kmol. |
| h ₀ D | 121.1 | MM J kmol. |

Con estos nuevos datos el balance de calor queda:

-Entradas:

-Punto 1

$$1.49811 \times 10^{11} \text{ J/día}$$

-Salidas:

-Punto 2

$$7.402624 \times 10^{10} \text{ J/día}$$

-Punto 3

$$(23.74 \text{ kmol/día})(36.4 \times 10^6 \text{ J/kmol}) + (449.6 \text{ kmol/día})(271.1 \times 10^6 \text{ J/kmol})$$

$$= 1.767 \times 10^{11} \text{ J/día} \checkmark$$

-Balance:

$$1.49811 \times 10^{11} \text{ J/día} - 7.402624 \times 10^{10} - 1.767 \times 10^{11} + Q = 0$$

$$Q = 100917.9 \times 10^6 \text{ J/día}$$

$$Q = 4204.9 \times 10^6 \text{ J/hr.} \checkmark$$

Por lo tanto el área de transferencia de calor que se obtiene es:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_1 = 127^\circ \text{C}$$

$$\Delta T_2 = 57^\circ \text{C}$$

$$\Delta T_m = 87.4^\circ \text{C} \checkmark$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_m}$$

$$A = 41.5 \text{ m}^2 \checkmark$$

Por lo tanto no hay evidencia de que alguna interferencia por ensuciamiento influya determinadamente en el mal funcionamiento del equipo.

2) ANÁLISIS DE LA INSTRUMENTACIÓN.

La instrumentación colocada en el equipo para controlar el proceso de evaporación es muy poco recomendable.

Este tipo de instrumentación es eficiente cuando no ocurre un cambio de fase en el medio de calentamiento.

En el caso presente se usa vapor de agua como medio calefactor, que se condensa cediendo su calor latente.

En un proceso como el que se estudia, es frecuente que ocurran cambios en el título de la carga, ya sea de aumento o disminución.

Al ocurrir un aumento de carga disminuye la temperatura de salida del evaporador. Entonces el elemento de medición manda una señal al controlador y éste actúa sobre la válvula automática que se encuentra a la salida del condensado para que abra y admita más vapor. Pero este vapor no tendrá disponible toda el área de transferencia de calor porque hay condensado que llena en parte los tubos. Cuando el condensado sale, habrá ya más condensado ocupando su lugar, y mientras más vapor se admite, más nivel de condensado habrá en los tubos, impidiendo existir un momento en que toda la superficie de transferencia de calor es ocupada por el condensado y el área de transferencia a través de ella

condiciones. Disminuyendo en su caso la eficiencia de la
instrumentación de control.

Esta puede ser la razón de el mal funcionamiento del
equipo en estudio.

Por otro lado, en otras plantas de refinarias del
sistema petrolero se han tenido similares problemas con
este tipo de sistemas de instrumentación.

CAPÍTULO # 5

PRODUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN

Por medio del análisis de los problemas detectados se puede notar que el diseño del equipo (calentamiento habiendo) no es determinante en el mal funcionamiento del evaporador.

Por otro lado, el sistema de control utilizado no es el más adecuado, según lo tratado en el capítulo anterior y ENFOCA EN LA EFICIENTE CAUSA DE LA MAL OPERACIÓN DEL SISTEMA.

Por lo tanto la alternativa de solución que se propone a continuación se enfoca a la instrumentación, a los medios de control de la temperatura en el evaporador.

-FRIGERA ALTERNATIVA-

Controlar la temperatura de la salida del producto de la correa por medio del flujo del condensado del lado de los tubos, no es conveniente, ya que el condensado afecta el área de transferencia de calor dentro de los tubos y es necesario tomar providencias para evitar que se forme un nivel alto en ellos.

Una buena alternativa para una mejor operación del equipo es controlar dicho nivel de condensado dentro de los tubos como se muestra en la figura # 4.

En esta figura se ve un arreglo de control de nivel en un tanque de evaporación instantánea (flasher). Este tanque opera a una presión menor a la que se encuentra el condensado proveniente del evaporador (aproximadamente 1 atm). Al entrar el condensado al tanque surge una evaporación instantánea y parte del líquido pasa a la fase vapor y el líquido restante queda a la presión de saturación del tanque y sale por la parte inferior hacia una planta de recuperación de condensado. El vapor sale por el fondo del tanque y pasa al canal de vapor de alta presión.

Con esto se recupera parte de la energía del condensado que sale del evaporador y se reduce su presión siendo más fácil de manejar.

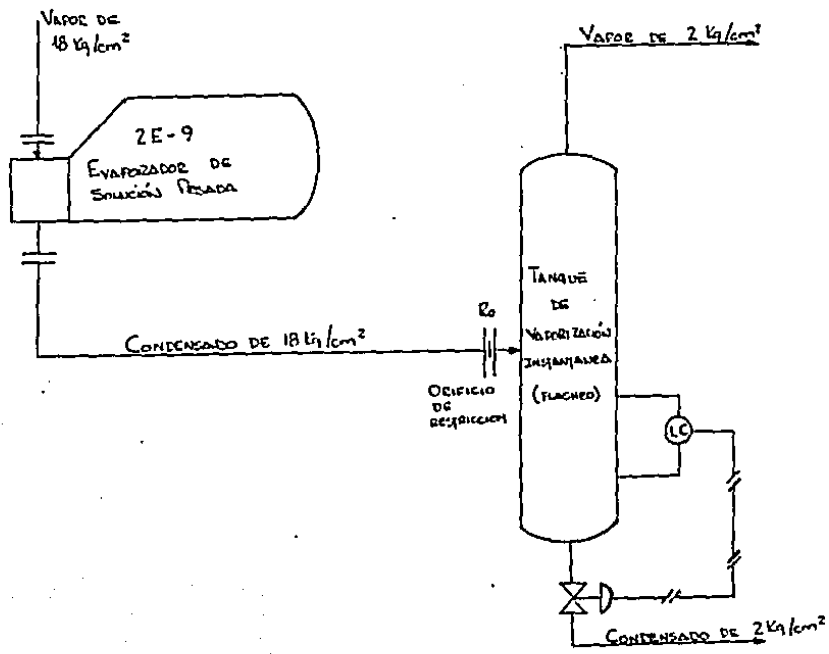


FIG. 4 SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL PROPUESTO

El control del nivel de condensado se realiza por medio de una pierna de nivel, que es un pequeño cilindro con un flotador dentro, y cuyo nivel preajustado de control es la parte interior de los tubos. En la figura es representado por el circuito con las iniciales LC dentro que significa control de nivel. Esta pierna de nivel es del tipo Johnson-Mellan.

Un controlador de nivel recibe una señal de la pierna mencionada, y si hay una diferencia entre esta señal y el valor preajustado genera una señal correctiva que actúa sobre la válvula automática que se encuentra en la línea de salida del condensado.

Cuando el nivel de condensado sobrepasa el valor preajustado se ordena a la válvula abrir para disminuir ese nivel de condensado y mantener toda la superficie de transferencia de calor libre.

Cuando no hay nivel de condensado, la válvula cierra para permitir que el vapor que se encuentra en esos momentos dentro de los tubos ceda su calor latente y se condense.

Este tipo de control permite una mayor facilidad para el control del proceso cuando hay cambios de carga.

El diseño del tanque de flujos propuesto se realiza a continuación:

APORTAMIENTO DE LÍQUIDO APORTADO.

- Datos de vapor y líquido saturado.

| Presión | ($h_{líquido}$) | (h_{vapor}) ^{NO} lb | ($Q_{líquido}$) | (Q_{vapor}) lb/ft ³ |
|---------|-------------------|-------------------------------------|-------------------|------------------------------------|
| 30 # | 243.36 | 1172.0 | 58.1 | 0.1064 |
| 260 # | 281.35 | - | - | - |

- Datos obtenidos en tabla I del apéndice.

- Líquidos vaporizados.

Entradas - Salidas + Fuentes - Pozos = Acumulación

$$F - V - C = 0$$

$$F = V + C \rightarrow \text{Balance de materia}$$

$$Fh_F = Vh_V + Ch_C \quad \text{Balance de Energía.}$$

h_F → Entalpía de agua líquida a 250 °

h_V → Entalpía de agua vapor a 30 °

h_C → Entalpía de agua líquida a 30 °

Del balance de materia:

$$1 = \frac{V}{F} + \frac{C}{F} \quad ; \quad \frac{C}{F} = 1 - \frac{V}{F} \quad ; \quad \frac{V}{F} \rightarrow \text{Fracción de líquido vaporizado.}$$

Del balance de energía:

$$h_F = \frac{V}{F} h_V + \frac{C}{F} h_C \quad ; \quad h_F = \frac{V}{F} h_V + \left(1 - \frac{V}{F}\right) h_C$$

$$\frac{V}{F} = \frac{h_F - h_C}{h_V - h_C} \quad ; \quad \frac{V}{F} = \frac{261.35 - 243.36}{1172.0 - 243.36} \quad ; \quad \frac{V}{F} = 0.149$$

• DIMENSIONES DEL RECIPIENTE.

• Método tomado del Manual de Diseño de Equipos de Brown.

• Velocidad del flujo que surge de la interfase. (V_V)

$$V_V = K_V \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

$$K_V \text{ es función de } \frac{W_V}{W_L} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

ρ_L = Densidad de agua líquida a 30 °

ρ_V = Densidad de agua vapor a 30 °

W_L = Flujo másico del líquido.

W_V = Flujo másico del vapor.

$$\frac{W_V}{W_L} = \frac{55.1}{14.9} = 3.7117$$

$$\frac{\rho_V}{\rho_L} = \frac{0.1024}{28.1} = 0.00364$$

$$\frac{W_V}{W_L} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = 0.244$$

Con este dato se entra a la figura #6 del apéndice y se encuentra que:

$$K_v = 0.35 \quad \delta :$$

$$U_{v \text{ m\u00e1x}} = 0.35 \sqrt{\frac{58 - 0.1064}{0.1064}} = 8.0 \text{ ft/sec.}$$

$$U_{v \text{ m\u00e1x}} = 2.4 \text{ m/sec.}$$

-velocidad m\u00ednima de la secci\u00f3n transversal.

$$A_{\text{m\u00edn}} = \frac{Q_v}{U_{v \text{ m\u00e1x}}} \quad \text{donde } Q_v = \text{Raz\u00f3n de flujo de vapor } \text{ft}^3/\text{seg.}$$

$$Q_v = \frac{(22373.4 \text{ lb/hr}) (0.149) (1 \text{ hr}/3600 \text{ seg})}{0.1064 \text{ lb/ft}^3}$$

$$Q_v = 9.1 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$A_{\text{m\u00edn}} = \frac{9.1 \text{ ft}^3/\text{seg}}{8.0 \text{ ft/sec}} = 1.14 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{m\u00edn}} = 0.11 \text{ m}^2$$

-Di\u00e1metro del recipiente.

$$D_{\text{m\u00edn}} = \sqrt{\frac{4(A_{\text{m\u00edn}})}{\pi}} = \sqrt{\frac{4(1.14) \text{ ft}^2}{\pi}} = 1.205 \text{ ft}$$

$$D_{\text{m\u00edn}} = 14.5 \text{ in}$$

Se aproxima al m\u00faltiplo de 6 inmediato superior.

$$D_{\text{m\u00edn}} = 18 \text{ in}$$

$$D_{\text{m\u00edn}} = 1.5 \text{ ft}$$

$$D_{\text{m\u00edn}} = 0.5 \text{ m}$$

-Altura del l\u00edquido.

Se elige un tiempo de residencia de la t\u00e1ctica II del s\u00e9ndice dependiendo del tipo de control que se desea.

Se escoge un contenido "bueno", por lo tanto el tiempo de residencia es:

$$t = 2 \text{ segundos.}$$

$$H_L = \frac{(\text{ft}^3/\text{min})_{\text{condensado}} (\text{tiempo de residencia})}{A_{\text{tanque}}}$$

$$H_L = \frac{(23313.4 \text{ lb/hr}) (1 \text{ hr}/60 \text{ min}) (0.851) (2 \text{ seg})}{(58 \text{ lb/ft}^3) \frac{\pi (1.5 \text{ ft})^2}{4}}$$

$$H_L = 6.5 \text{ ft} \swarrow$$

$$H_L = 1.98 \text{ m} \swarrow$$

- altura libre para el vapor:

Se entra a la figura 5 del apéndice con el diámetro del recipiente y se obtiene:

$$\text{altura libre para el vapor} = 3 \text{ ft} = H_v$$

$$H_v = 0.91 \text{ m} \swarrow$$

- altura total necesaria:

$$H_T = H_L + H_v = 6.5 \text{ ft} + 3 \text{ ft} = 9.5 \text{ ft} \swarrow$$

$$H_T = 2.9 \text{ m} \swarrow$$

Para tener un diseño económico se debe cumplir que la relación H/D debe estar entre 3 y 5.

Para el diseño anterior se tiene:

$$H/D = \frac{9.5 \text{ ft}}{1.5 \text{ ft}} = 6.33 \swarrow$$

Por lo tanto no es un diseño económico y se recalcula de la siguiente manera:

Suponer un nuevo diámetro mayor:

$$D = 24 \text{ in} \quad D = 2 \text{ ft}$$

$$D = 0.61 \text{ m}$$

Altura del líquido:

$$H_L = \frac{(23373.4 \text{ lb/hr}) (1 \text{ hr/60 min}) (0.851) (2 \text{ seg})}{(58 \text{ lb/ft}^3) \frac{\pi (2 \text{ ft})^2}{4}} = 3.6 \text{ ft}$$

$$H_L = 1.10 \text{ m}$$

Altura del vapor de la sig. 5 del apéndice:

$$H_v = 3.0 \text{ ft} \quad y_m \text{ que se considera sin malla.}$$

$$H_v = 0.91 \text{ m}$$

La altura total es:

$$H_T = H_v + H_L = 3.0 + 3.6 = 6.6 \text{ ft}$$

$$H_T = 2.0 \text{ m}$$

La relación H/D queda:

$$H/D = \frac{6.6 \text{ ft}}{2 \text{ ft}} = 3.3$$

y se tiene un diseño económico.

2. DISEÑO MECÁNICO

Para el diseño del tanque se escoge el material SA 135 C que tiene un esfuerzo permisible a la tensión de 15 750 psi.

-Estatos de operación.

$$\text{Presión} = 2 \text{ kg/cm}^2 \\ \text{Temperatura} = 275^\circ \text{F}$$

-Presión de diseño.

$$P_{\text{diseño}} = P_{\text{op}} + 1.75 \text{ kg/cm}^2 = 2 \text{ kg/cm}^2 + 1.75 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{\text{diseño}} = 3.75 \text{ kg/cm}^2 \quad P_{\text{diseño}} = 56.25 \text{ lb/in}^2$$

$$P_{\text{diseño}} = 3.83 \text{ atm.}$$

-Espesor de la cubierta.

$$t = \frac{P R_i}{SE - 0.6 P} + C$$

$$E = 0.8$$

$$S = 13750 \text{ lb/in}^2$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$R_i = 12 \text{ in}$$

$$P = 56.25 \text{ lb/in}^2$$

$$t = \frac{(56.25 \text{ lb/in}^2)(12 \text{ in})}{(13750 \text{ lb/in}^2)(0.8) - (0.6)(56.25 \text{ lb/in}^2)} + 0.125 = 0.19 \text{ in}$$

$$t = \frac{1}{4} \text{ in} \quad \text{medida estándar} \quad t = 6.4 \text{ mm}$$

-Espesor de la cubierta (corrosión).

$$t = \frac{0.885 P d_i}{SE - 0.1 P} + C ; \quad t = \frac{0.885 (56.25)(24 \text{ in})}{(13750)(0.8) - (0.1)(56.25)} + 0.125$$

$$t = 0.234 \text{ in}$$

$$t = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$t = 6.4 \text{ mm}$$

-Presión máxima permisible de tensión (MPT).

Coraza:

$$MPT = \frac{SE t_{\text{corr}}}{R + 0.6 t_{\text{corr}}} = \frac{(13750)(0.8)(0.25)}{(12) + (0.6)(0.25)} = 225 \text{ psi}$$

Cubierta:

$$MPT = \frac{SE t_{\text{corr}}}{0.885 D + 0.1 t_{\text{corr}}} = \frac{(13750)(0.8)(0.25)}{(0.885)(24) + (0.1)(0.25)} = 120 \text{ psi}$$

Se escoge la menor presión de las dos:

$$PMPT = 130 \text{ psi}$$

- Temperatura de diseño.

$$T_{\text{diseño}} = T_{\text{operación}} + 35^\circ \text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 275^\circ \text{F} + 35^\circ \text{F}$$

$$T_{\text{diseño}} = 310^\circ \text{F} \quad T_{\text{diseño}} = 154^\circ \text{C}$$

- CÁLCULO DE BOQUILLAS

- Líquido de condensado.

$$\rho_{\text{mezcla}} = \frac{W_v \rho_v + W_L \rho_L}{W_v + W_L} = \frac{(14.9)(0.104) + (85.1)(58)}{(100)}$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = 49.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{mezcla}} = 8 \times 10^4 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3}$$

La línea de condensado que sale del evaporador es de 3 pulgadas.

Según el criterio de Evans, la velocidad máxima para boquillas es de 10 ft/s.

$$Q = \frac{(23373.4 \text{ lb/hr})(1 \text{ hr}/3600 \text{ seg})}{49.4 \text{ lb/ft}^3}$$

$$Q = 0.1314 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

$$Q = 3.7 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg}$$

Si se usa una boquilla de 3 in de diámetro se tiene una área de:

$$A = 0.0513 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto:

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.1314 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.0513 \text{ ft}^2} = 2.6 \text{ ft/seg}$$

$$V = 0.8 \text{ m/seg}$$

y es correcto usar boquilla de entrada del condensado de 3 in, ya que la velocidad es menor de 12 ft/seg = 3.7 m/seg.

-Salida del vapor.

Para boquillas de vapor la velocidad máxima permitida es de 100 ft. s. = 30.48 m/seg

$$Q_{\text{vap}} = 9.1 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

usando una boquilla de 3 in. se tiene una área de :

$$A = 0.201 \text{ ft}^2 \quad y :$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{9.1 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.201 \text{ ft}^2} = 45 \text{ ft/seg}$$

$$V = 13.7 \text{ m/seg}$$

y es correcto usar una boquilla de 6 in de diámetro.

-Salida de condensado.

$$Q_{\text{condensado}} = \frac{(23393.4 \text{ lb/hr})(0.051)(1 \text{ hr}/3600 \text{ seg})}{53 \text{ lb/ft}^3} = 0.095 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Tomando una boquilla de 3 in de diámetro

$$A = 0.0513 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0.095 \text{ ft}^3/\text{seg}}{0.0513 \text{ ft}^2} = 1.9 \text{ ft/seg}$$

$$V = 0.6 \text{ m/seg}$$

y es correcto usar una boquilla de 3 in. de diámetro.

VALVULA AUTOMÁTICA PARA CONTROL DE NIVEL.

Para escoger una válvula automática es necesario conocer su capacidad (Cv), el fluido que va a manejar y el tipo de control que se desea.

$$Cv = \frac{V \sqrt{G}}{\sqrt{\Delta P}} \quad \begin{array}{l} \text{fluido a manejar:} \\ \text{Condensado} \end{array}$$

V → Flujo de condensado en gal/min.

G → Densidad relativa del fluido.

ΔP → Caída de presión permitida para la válvula

$$\Delta P = 15 \text{ psi.} \nearrow$$

$$V = \frac{(23372.4 \text{ lb/hr}) (1 \text{ hr}/60 \text{ min}) (28.3 \text{ lb/ft}^3) (1 \text{ gal}/8.345 \text{ lb}) (0.851)}{58 \text{ lb/ft}^3}$$

$$V = 42.8 \text{ gal/min} \nearrow$$

$$Cv = \frac{42.8 \text{ gal/min} \sqrt{\frac{58 \text{ lb/ft}^3}{62.4 \text{ lb/ft}^3}}}{\sqrt{15 \text{ psi}}} \quad Cv = 10.65 \nearrow$$

Para este valor de Cv se escoge una válvula de 1 in. de diámetro; ya existe una válvula automática de 1 in. y como con 1 in. se tiene una capacidad mínima, se puede usar la válvula de 1 in.

En la figura del tanque de risaño aparece antes del tanque una pieza de orificio que sustituye a una trampa de vapor. La función de esta pieza de orificio es evitar que pase vapor de agua al tanque de risaño.

Esta pieza de orificio tiene la característica de autorregular el caudal que pasa por ella al ser

proporcional al cuadrado del caudal a la caída de presión. Si el caudal se incrementa mucho, como es el caso del vapor con respecto al agua líquida, la caída de presión entre la entrada y la salida de la placa de orificio se incrementa al cuadrado e impide el paso de grandes cantidades de vapor. El objetivo de la placa se realiza a continuación:

$$Q = K A_o \sqrt{2g \frac{\Delta P}{\rho}}$$

Q = Caudal en ft^3/min

K = Constante con valor = 0.72

g = Aceleración de la gravedad = $32.2 \text{ ft}/\text{seg}^2$

ΔP = Caída de presión en el orificio = $220 \text{ lb}/\text{in}^2$

ρ = Densidad del líquido a presión alta = $58 \text{ lb}/\text{ft}^3$

$$A_o = \frac{Q}{K \sqrt{2g \frac{\Delta P}{\rho}}}$$

$$A_o = \frac{6.9 \text{ ft}^3/\text{min}}{0.72 \sqrt{2 (32.2) \frac{\text{ft}}{\text{seg}^2} \frac{220 \text{ lb}/\text{in}^2}{58 \text{ lb}/\text{ft}^3} (12 \text{ in}/\text{ft})}}$$

$$A_o = \underline{.00883 \text{ ft}^2}$$

$$A_o = \underline{0.119 \text{ in}^2}$$

Área del orificio

$$D_o = \sqrt{\frac{4 A_o}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 (0.119)}{\pi}}$$

$$D_o = 0.39 \text{ in}; \text{ con una tolerancia del } \pm 50\%$$

$$D_o = \underline{0.58 \text{ in}}$$

Aproximando a una medida estándar

$$D_o = \underline{1/2 \text{ in}}$$

$$D_o = \underline{12.7 \text{ mm}}$$

RESUMEN

En el presente trabajo se estudiaron los problemas presentados en la operación de un sistema de evaporación.

En primer lugar se mostró en forma general un panorama de la localización de dicho sistema.

Se vió que forma parte de una planta desazulizadora de la refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca Gto., en la cual se producen aceites lubricantes, energéticos y petroquímicos, a partir del petróleo crudo.

Por medio de la teoría de evaporación y del control automático se sentaron las bases para formar un criterio de evaluación de los problemas detectados en el equipo.

Después se describió el sistema de evaporación en estudio mencionando sus principales características y funciones, los cuales son eliminar parte del solvente de extracción de una corriente de aceite pesado base, y proporcionar parte del requerimiento calórico de una columna de destilación.

Luego se entró de lleno al estudio del evaporador, describiendo los problemas detectados: la baja de temperatura en la salida de líquido del evaporador; la disminución de la carga actual del equipo con respecto a la carga de diseño; la falta de condensación de parte del vapor de agua usado como medio de calentamiento.

Para determinar las causas de dichos problemas se realizó una investigación de campo en la planta encontrándose que el diseño reúne las condiciones de transferencia de calor necesarias para una buena operación, pero que el sistema de control automático no es el adecuado para que el equipo funcione correctamente.

Por lo tanto se propuso como alternativa de solución a los problemas detectados, basando dicha proposición en la teoría obtenida de bibliografía y en cuestiones prácticas obtenidas de la experiencia en casos similares en otros equipos, que se cambie el control automático de temperatura y la salida de líquido del evaporador por un control automático de nivel de condensado en los tubos del mismo evaporador, instalado en un conque de almacenamiento ubicado en la línea de salida de

condensado. Este arreglo permite además recuperar parte de la energía del condensado, al producirse vapor de una presión más baja.

Finalmente se formularon las conclusiones pertinentes.

CONCLUSIONES

Al término de este trabajo se puede concluir lo siguiente:

El estudio realizado pretendía analizar las fallas presentadas en el equipo de evaporación en cuestión, para encontrar las causas de dichas fallas, y proponer alguna posible solución.

El sistema de evaporación estudiado fué diseñado para una transferencia de calor que no se cumple.

Actualmente presenta una alta sensibilidad en el coeficiente total de transferencia de calor que afecta a la buena operación del equipo, pero se pudo notar que dicha alta no se debe en gran parte a ensuciamiento, sino que existe otra causa, la más probable es que la superficie de transferencia queda limitada como puede observarse en las ecuaciones de el coeficiente total. Dicho coeficiente no pudo verificarse en el tiempo por no estar instalado un medidor de flujo de vapor al evaporador.

Al estudiar el sistema de instrumentación, se concluyó, basando dicha conclusión en experiencias reportadas por otras refinectorias, que era la causa de la limitación en la transferencia de calor, al permitir la acumulación de condensado en los tubos del evaporador.

Por lo tanto la solución propuesta se enfocó a la modificación de el sistema de instrumentación del equipo de evaporación, cambiando el sistema de control automático de temperatura a la salida de líquido del evaporador, por un sistema de control automático de nivel de condensado en los tubos del evaporador, instalado en un tanque de flash colocado a la salida del condensado. Dicho tanque presenta además la ventaja de recuperar parte de la energía del condensado produciendo vapor de una presión menor.

Este detalle que se presentó en el diseño del evaporador estudiado se previene por medio de la experiencia, es así como entra en juego el arte de la

Ingeniería Química.

Trabajos como este son provechosos para que estudiantes que acaban de terminar su instrucción ingenieril se penetren al campo de acción en el cual se desarrollarán en su vida profesional.

APÉNDICE

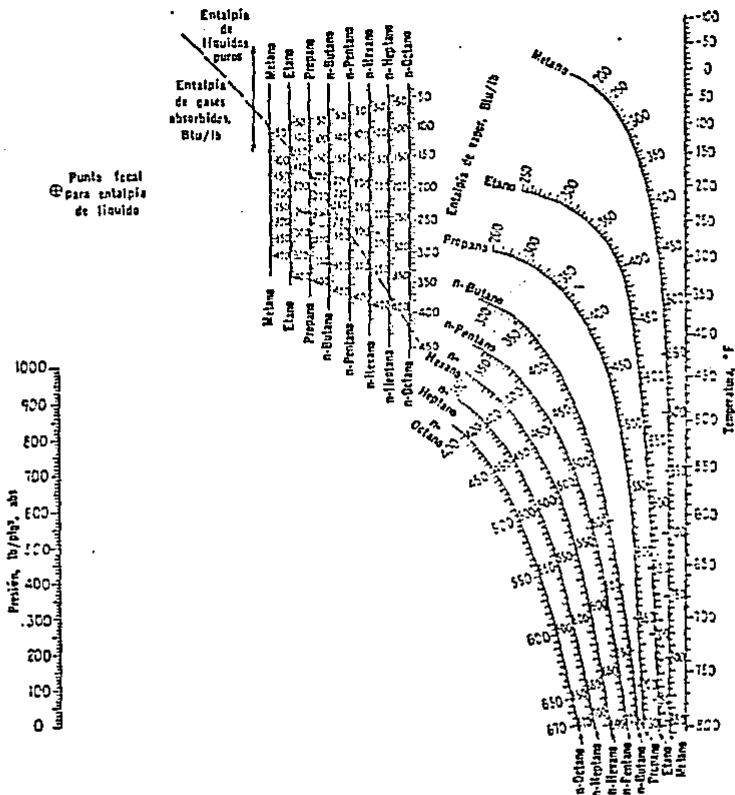


FIG. 9. Entalpias de hidrocarburos puros. [Scheibel and Jenny, Ind. Eng. Chem., 37, 992 (1945)]

GRAFICA # 1

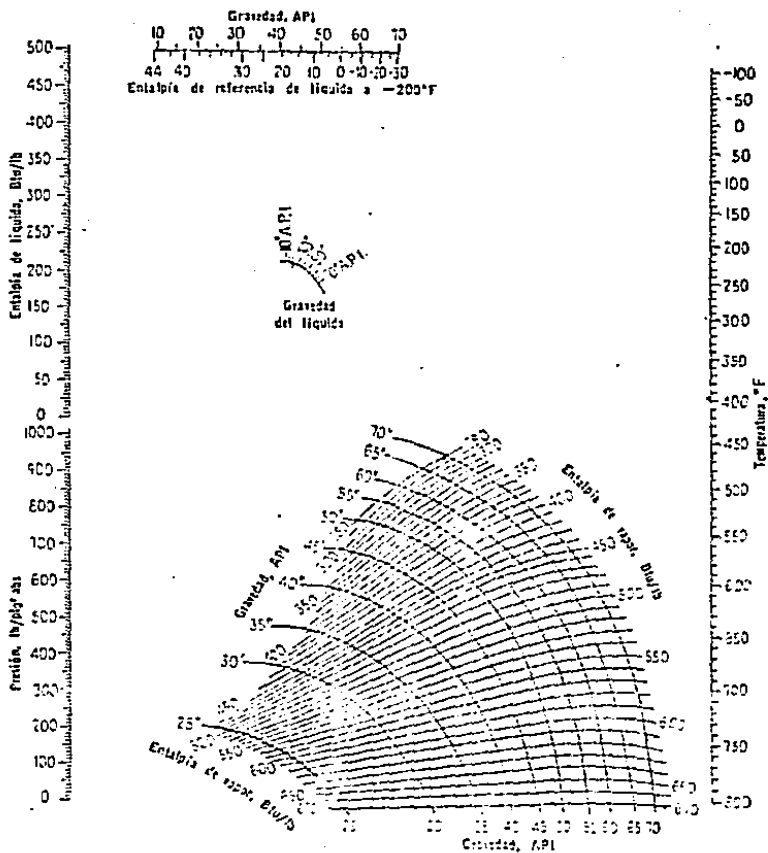


FIG. 11. Entalpía de fracciones de petróleo. [Scheibel and Jenny, Ind. Eng. Chem., 37, 984 (1945)]

GRAFICA 2.

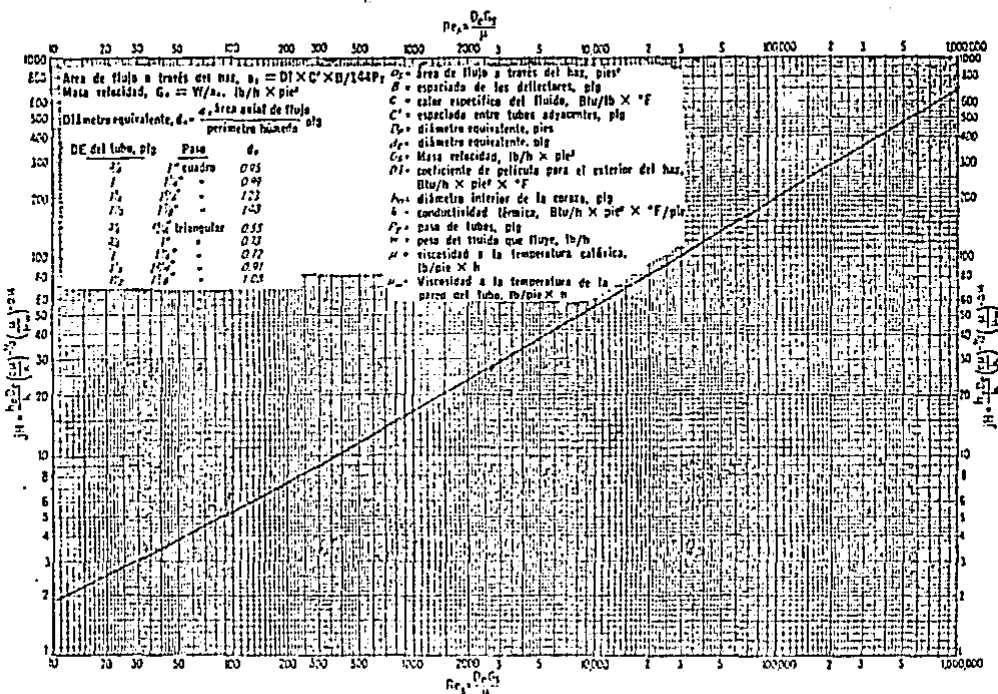


Fig. 28. Curva de transferencia de calor para lado de la coraza con haz de tubos con deflectores regimentados 25%

Fig. 5

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

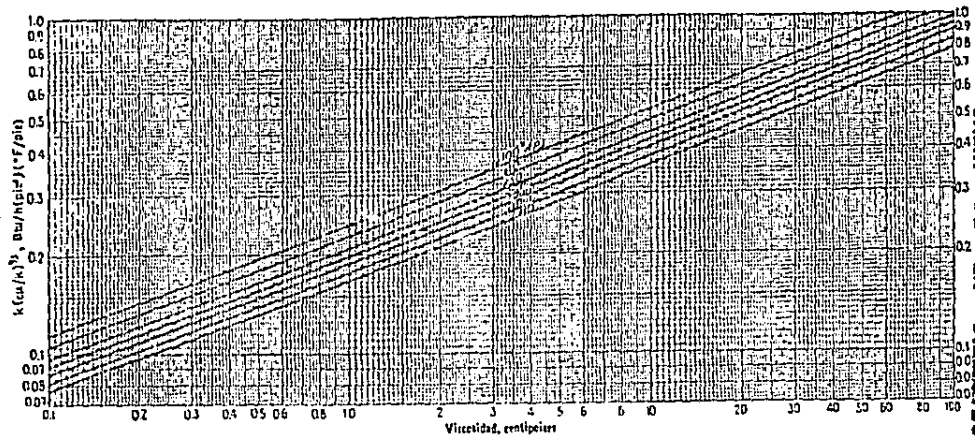


Fig. 16. Valores de $k(c/\mu)^{1/2}$ para hidrocarburos

Fig. 4

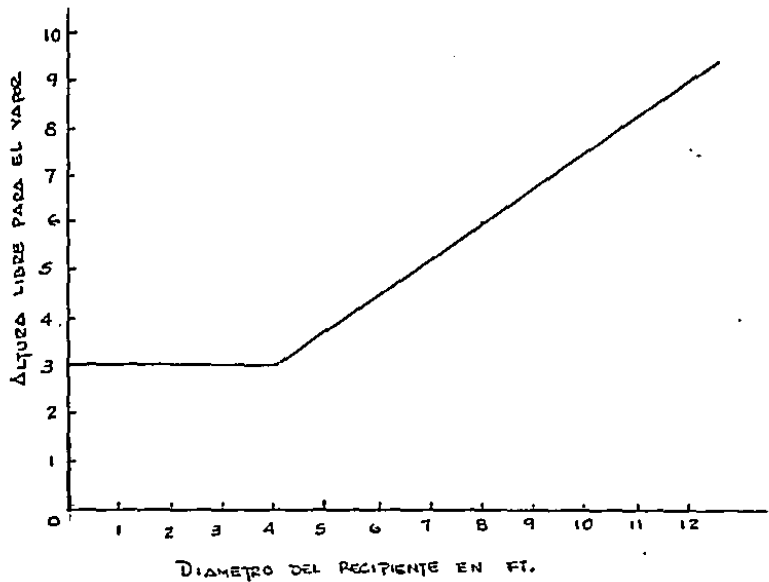


FIG. 5

Fig. 6

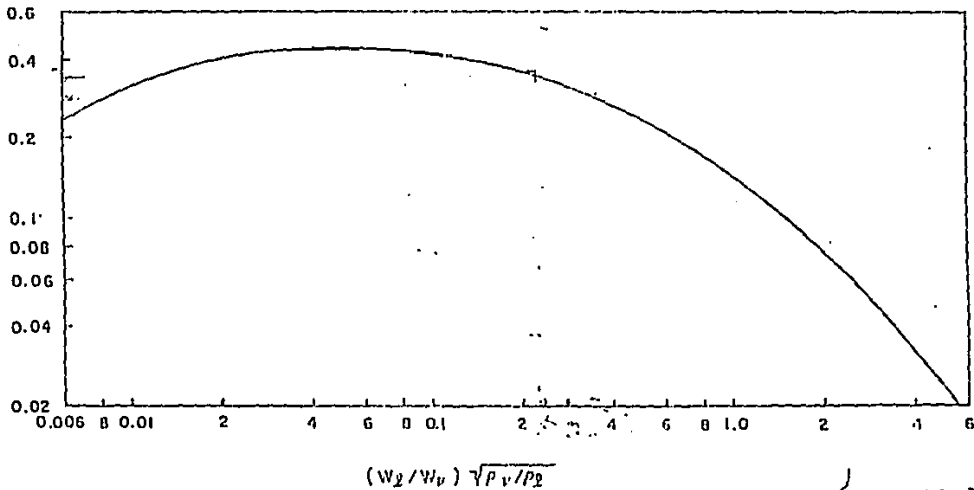


TABLA 7. PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL VAPOR DE AGUA VAPOR SATURADO SECO: TABLA DE PRESION*

| Presión absoluta, lb/plg ² . | Temperatura, °F | Vol. específico | | Entalpia | | | Entropía | | | Energía térmica | | Presión absoluta, lb/plg ² . |
|---|-----------------|---------------------------------------|-------------------------------------|--------------------------|---------------------|------------------------|----------------------------|-----------------------|--------------------------|--------------------------|------------------------|---|
| | | Líquido saturado, ft ³ /lb | Vapor saturado, ft ³ /lb | Líquido saturado, Btu/lb | Evaporación, Btu/lb | Vapor saturado, Btu/lb | Líquido saturado, Btu/lb-R | Evaporación, Btu/lb-R | Vapor saturado, Btu/lb-R | Líquido saturado, Btu/lb | Vapor saturado, Btu/lb | |
| 1.0 | 101.74 | 0.01614 | 333.9 | 69.70 | 1036.3 | 1166.0 | 0.1326 | 1.8166 | 1.9782 | 69.70 | 1011.3 | 1.0 |
| 2.0 | 126.08 | 0.01623 | 173.73 | 93.99 | 1032.2 | 1116.2 | 0.1749 | 1.7491 | 1.9260 | 93.98 | 1051.9 | 2.0 |
| 3.0 | 141.48 | 0.01630 | 118.71 | 109.37 | 1030.0 | 1098.1 | 0.2008 | 1.6521 | 1.8853 | 109.36 | 1056.7 | 3.0 |
| 4.0 | 152.97 | 0.01636 | 90.63 | 120.85 | 1028.8 | 1087.3 | 0.2198 | 1.6127 | 1.8562 | 120.85 | 1059.2 | 4.0 |
| 5.0 | 162.21 | 0.01640 | 73.52 | 130.13 | 1028.1 | 1081.1 | 0.2347 | 1.6094 | 1.8411 | 130.12 | 1063.1 | 5.0 |
| 6.0 | 170.06 | 0.01645 | 61.95 | 137.96 | 996.2 | 1134.2 | 0.2472 | 1.5820 | 1.8292 | 137.94 | 1067.4 | 6.0 |
| 7.0 | 176.85 | 0.01649 | 53.64 | 144.76 | 992.1 | 1136.9 | 0.2581 | 1.5585 | 1.8167 | 144.74 | 1067.4 | 7.0 |
| 8.0 | 182.86 | 0.01653 | 47.34 | 150.79 | 988.5 | 1139.3 | 0.2674 | 1.5383 | 1.8037 | 150.77 | 1069.2 | 8.0 |
| 9.0 | 188.28 | 0.01656 | 42.30 | 156.22 | 985.2 | 1141.4 | 0.2750 | 1.5203 | 1.7902 | 156.19 | 1070.5 | 9.0 |
| 10 | 193.21 | 0.01659 | 38.12 | 161.17 | 982.1 | 1143.3 | 0.2839 | 1.5041 | 1.7766 | 161.14 | 1072.2 | 10 |
| 14.696 | 213.00 | 0.01672 | 26.50 | 180.07 | 970.3 | 1120.1 | 0.3125 | 1.4446 | 1.7506 | 189.02 | 1077.5 | 14.696 |
| 15 | 213.03 | 0.01672 | 26.29 | 181.11 | 969.7 | 1120.8 | 0.3139 | 1.4435 | 1.7519 | 181.05 | 1077.8 | 15 |
| 20 | 227.06 | 0.01683 | 19.63 | 196.16 | 960.7 | 1110.3 | 0.3356 | 1.3662 | 1.7319 | 196.10 | 1081.4 | 20 |
| 25 | 240.07 | 0.01692 | 16.30 | 205.43 | 952.1 | 1100.6 | 0.3533 | 1.3696 | 1.7139 | 205.31 | 1085.1 | 25 |
| 30 | 250.33 | 0.01701 | 13.74 | 218.82 | 945.3 | 1104.1 | 0.3680 | 1.3313 | 1.6993 | 218.73 | 1090.1 | 30 |
| 35 | 259.28 | 0.01708 | 11.598 | 227.91 | 939.2 | 1167.1 | 0.3807 | 1.3063 | 1.6837 | 227.50 | 1095.8 | 35 |
| 40 | 267.25 | 0.01715 | 10.498 | 236.03 | 933.7 | 1169.7 | 0.3919 | 1.2814 | 1.6703 | 236.02 | 1099.0 | 40 |
| 45 | 274.41 | 0.01721 | 9.401 | 243.26 | 928.6 | 1172.0 | 0.4018 | 1.2650 | 1.6593 | 243.22 | 1099.7 | 45 |
| 50 | 281.01 | 0.01727 | 8.313 | 250.09 | 924.0 | 1174.1 | 0.4110 | 1.2474 | 1.6503 | 250.03 | 1097.3 | 50 |
| 55 | 287.07 | 0.01732 | 7.787 | 256.30 | 919.0 | 1175.9 | 0.4193 | 1.2316 | 1.6430 | 256.11 | 1095.7 | 55 |
| 60 | 292.71 | 0.01738 | 7.175 | 262.05 | 915.3 | 1177.6 | 0.4270 | 1.2164 | 1.6375 | 262.09 | 1094.9 | 60 |
| 65 | 297.97 | 0.01743 | 6.643 | 267.49 | 911.6 | 1179.1 | 0.4342 | 1.2022 | 1.6331 | 267.41 | 1094.1 | 65 |
| 70 | 302.92 | 0.01748 | 6.189 | 272.61 | 908.1 | 1180.6 | 0.4409 | 1.1896 | 1.6294 | 272.32 | 1093.2 | 70 |
| 75 | 307.60 | 0.01753 | 5.810 | 277.41 | 904.5 | 1181.9 | 0.4472 | 1.1787 | 1.6259 | 277.19 | 1091.2 | 75 |
| 80 | 312.03 | 0.01757 | 5.472 | 282.02 | 901.1 | 1183.1 | 0.4531 | 1.1676 | 1.6220 | 282.07 | 1090.1 | 80 |
| 85 | 316.25 | 0.01761 | 5.165 | 286.39 | 897.8 | 1184.2 | 0.4587 | 1.1571 | 1.6185 | 286.25 | 1102.9 | 85 |
| 90 | 320.27 | 0.01766 | 4.899 | 290.56 | 894.7 | 1185.3 | 0.4641 | 1.1471 | 1.6152 | 290.27 | 1103.7 | 90 |
| 95 | 324.19 | 0.01770 | 4.652 | 294.56 | 891.7 | 1186.3 | 0.4692 | 1.1375 | 1.6068 | 294.25 | 1104.5 | 95 |
| 100 | 327.91 | 0.01774 | 4.424 | 298.40 | 888.8 | 1187.3 | 0.4740 | 1.1286 | 1.6008 | 298.08 | 1105.2 | 100 |
| 110 | 337.77 | 0.01782 | 4.019 | 299.66 | 889.2 | 1188.9 | 0.4829 | 1.1117 | 1.5945 | 299.30 | 1106.5 | 110 |
| 120 | 341.25 | 0.01786 | 3.728 | 312.41 | 877.0 | 1190.4 | 0.4915 | 1.0922 | 1.5875 | 312.05 | 1107.7 | 120 |
| 130 | 347.32 | 0.01790 | 3.453 | 318.87 | 870.9 | 1191.7 | 0.4995 | 1.0817 | 1.5812 | 318.33 | 1108.6 | 130 |
| 140 | 353.02 | 0.01794 | 3.203 | 324.82 | 865.2 | 1192.9 | 0.5069 | 1.0722 | 1.5751 | 324.32 | 1109.5 | 140 |
| 150 | 358.42 | 0.01798 | 3.015 | 330.55 | 860.0 | 1194.1 | 0.5136 | 1.0650 | 1.5691 | 330.01 | 1110.5 | 150 |
| 160 | 363.53 | 0.01802 | 2.874 | 336.09 | 855.2 | 1195.1 | 0.5201 | 1.0589 | 1.5640 | 335.35 | 1111.2 | 160 |
| 170 | 368.41 | 0.01806 | 2.755 | 341.41 | 851.0 | 1196.0 | 0.5266 | 1.0524 | 1.5590 | 340.52 | 1111.9 | 170 |
| 180 | 373.06 | 0.01810 | 2.652 | 346.63 | 847.3 | 1196.9 | 0.5325 | 1.0471 | 1.5542 | 345.42 | 1112.5 | 180 |
| 190 | 377.51 | 0.01814 | 2.563 | 351.76 | 843.8 | 1197.6 | 0.5381 | 1.0416 | 1.5497 | 350.15 | 1113.1 | 190 |
| 200 | 381.70 | 0.01818 | 2.484 | 356.83 | 840.4 | 1198.3 | 0.5435 | 1.0361 | 1.5453 | 354.68 | 1113.7 | 200 |
| 250 | 400.95 | 0.01865 | 1.8133 | 376.00 | 825.1 | 1201.1 | 0.5675 | 1.0263 | 1.5263 | 375.11 | 1113.5 | 250 |
| 300 | 417.33 | 0.01890 | 1.5133 | 393.81 | 809.0 | 1202.5 | 0.5870 | 1.0225 | 1.5104 | 392.79 | 1117.1 | 300 |
| 350 | 431.72 | 0.01913 | 1.3390 | 409.69 | 794.2 | 1203.9 | 0.6056 | 1.0180 | 1.4966 | 404.42 | 1118.0 | 350 |
| 400 | 444.30 | 0.01931 | 1.1918 | 424.01 | 783.8 | 1204.5 | 0.6240 | 1.0140 | 1.4844 | 422.61 | 1118.2 | 400 |
| 450 | 456.27 | 0.01945 | 1.0620 | 437.21 | 776.3 | 1204.9 | 0.6406 | 1.0108 | 1.4734 | 435.5 | 1118.6 | 450 |
| 500 | 467.61 | 0.01957 | 0.9478 | 449.4 | 770.9 | 1205.4 | 0.6557 | 1.0084 | 1.4634 | 447.9 | 1118.7 | 500 |
| 550 | 478.91 | 0.01969 | 0.8421 | 460.8 | 766.1 | 1205.9 | 0.6698 | 1.0064 | 1.4542 | 458.6 | 1118.2 | 550 |
| 600 | 489.21 | 0.02001 | 0.7698 | 471.6 | 761.6 | 1206.3 | 0.6826 | 1.0048 | 1.4454 | 469.1 | 1117.7 | 600 |
| 650 | 499.09 | 0.02023 | 0.7153 | 481.8 | 757.9 | 1206.7 | 0.6945 | 1.0035 | 1.4370 | 479.4 | 1117.2 | 650 |
| 700 | 508.10 | 0.02045 | 0.6654 | 491.5 | 754.7 | 1207.1 | 0.7055 | 1.0024 | 1.4286 | 488.8 | 1116.3 | 700 |
| 750 | 516.50 | 0.02067 | 0.6262 | 500.5 | 751.9 | 1207.4 | 0.7156 | 1.0015 | 1.4203 | 498.0 | 1115.3 | 750 |
| 800 | 524.24 | 0.02089 | 0.5957 | 509.2 | 749.4 | 1207.7 | 0.7249 | 1.0008 | 1.4123 | 506.6 | 1114.4 | 800 |
| 850 | 531.26 | 0.02110 | 0.5721 | 517.5 | 747.1 | 1208.0 | 0.7334 | 1.0002 | 1.4045 | 515.0 | 1113.9 | 850 |
| 900 | 537.58 | 0.02131 | 0.5549 | 525.4 | 745.0 | 1208.2 | 0.7411 | 1.0000 | 1.3969 | 523.1 | 1113.1 | 900 |
| 950 | 543.14 | 0.02151 | 0.5428 | 532.9 | 743.1 | 1208.4 | 0.7481 | 1.0000 | 1.3895 | 530.9 | 1112.4 | 950 |
| 1000 | 548.01 | 0.02170 | 0.5343 | 540.1 | 741.4 | 1208.5 | 0.7544 | 1.0000 | 1.3823 | 538.4 | 1111.8 | 1000 |
| 1100 | 556.31 | 0.02220 | 0.5091 | 557.1 | 737.5 | 1208.6 | 0.7620 | 1.0000 | 1.3759 | 550.2 | 1109.4 | 1100 |
| 1200 | 567.22 | 0.02280 | 0.4819 | 571.7 | 731.0 | 1208.6 | 0.7710 | 1.0000 | 1.3697 | 566.7 | 1103.0 | 1200 |
| 1300 | 577.46 | 0.02337 | 0.4626 | 583.1 | 724.2 | 1208.6 | 0.7790 | 1.0000 | 1.3639 | 580.9 | 1102.4 | 1300 |
| 1400 | 587.10 | 0.02391 | 0.4481 | 592.5 | 717.3 | 1208.6 | 0.7863 | 1.0000 | 1.3584 | 592.7 | 1097.4 | 1400 |
| 1500 | 596.23 | 0.02443 | 0.4370 | 600.1 | 710.4 | 1208.6 | 0.7929 | 1.0000 | 1.3531 | 604.1 | 1092.9 | 1500 |
| 2000 | 653.82 | 0.0257 | 0.3871 | 651.7 | 683.1 | 1208.6 | 0.8019 | 1.0000 | 1.3452 | 652.2 | 1084.2 | 2000 |
| 2500 | 709.13 | 0.0287 | 0.3297 | 709.8 | 641.1 | 1208.6 | 0.8269 | 1.0000 | 1.3297 | 709.8 | 1069.2 | 2500 |
| 3000 | 767.46 | 0.0346 | 0.2646 | 767.4 | 602.2 | 1208.6 | 0.8531 | 1.0000 | 1.3157 | 767.4 | 1052.7 | 3000 |
| 3500 | 826.71 | 0.0430 | 0.2027 | 826.7 | 567.7 | 1208.6 | 0.8800 | 1.0000 | 1.3027 | 826.7 | 1036.2 | 3500 |

* Condensada de "Thermodynamic Properties of Steam", por Joseph H. Keenan, Frederick G. Keyes, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1937.

TABLA I

FACTORES DE OPERACION
(TIEMPO DE RESIDENCIA DADO EN SEG.)

| CARACTERISTICAS DE OPERACION | Factor (seg.) |
|------------------------------------|---------------|
| Bajo un buen control | 2.0 |
| Bajo un regular control | 3.0 |
| Bajo un pobre control | 4.0 |
| Carga desde o hacia almacenamiento | 1.25 |

TABLA II

BIBLIOGRAFÍA

DONALD O. LEAH
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
ED. CECSA

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
CURSOS DE CAPACITACIÓN SOBRE
CONTROL AUTOMÁTICO

FERRI Y CHILTON
MANUAL DEL INGENIERO QUÍMICO
ED. MC GRAY HILL

J. F. HOLMAN
TRANSFERENCIA DE CALOR
ED. CECSA

BADGER Y BANCHERO
INTRODUCCIÓN A LA INGENIERÍA QUÍMICA
ED. MC GRAY HILL

EVANS
MANUAL DE DISEÑO DE EQUIPO