

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

**RENOVACION DEL EQUIPO DE CALENTAMIENTO
PARA EL INGENIO CALIPAM, S. A.**

T E S I S

Que presenta para su Examen Profesional

EDUARDO SANCHEZ PATIÑO

QUÍMICO

MEXICO, D. F.

1949.

403



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 esta 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.

A LA SAGRADA MEMORIA
DE MI MADRE.

A MI PADRE CON CARINO
Y VENERACION

A MIS HERMANOS

A MI NOVIA

A LA SRA. ESTRELLA DIAZ DE S.

CONTENIDO

- Capítulo I.—Introducción.
- ” II.—La trasmisión de calor. Estudio de la convección.
- ” III.—Condensación del vapor.
- ” IV.—Introducción al cálculo del equipo.
- ” V.—Cálculo numérico.
- ” IV.—Diseño.
- ” IIV.—Conclusión.
- ” Bibliografía.

CAPITULO I.

INTRODUCCION

Veamos rápidamente para que es necesario un equipo de esta naturaleza en una fábrica de azúcar. Para saber ésto, es fundamental hablar del proceso de elaboración. La caña se mete a los molinos para extraerle el jugo, el bagazo residual sirve como combustible y se usa en las calderas. El jugo extraído se hace pasar en algunas fábricas por un horno de azufre; el anhídrido sulfuroso que aquí se forma da lugar una vez que lo absorbe el jugo a un ácido sulfuroso, que más tarde va a servir como de agente blanqueante para que se tenga azúcar más blanco. Este procedimiento tan sólo el llamado "blanco directo"; esta fábrica emplea miento es muy usado en los ingenios que carecen de refinería y este procedimiento.

Luego ese jugo se hace pasar por el departamento que se llama alcalización; aquí se le agrega lechada de cal con objeto de variar su acidez desde un pH de 3.6 a 6.8, debido a que ácidos orgánicos como también el ácido sulfuroso, son neutralizados. La lechada de cal también tiene propiedades defecantes, es decir, precipita todas las impurezas que acompañan a la sacarosa, como son coloides, grasas, sales cálcicas insolubles y otras muchas sustancias que están en suspensión. Este precipitado es de una naturaleza muy compleja y es afectado grandemente por el calor.

Se hace pasar por unos calentadores, para que la tempera-

tura del jugo se eleve hasta cerca de la ebullición y hasta entonces da principio la decantación del precipitado. Este asentamiento se hace en grandes tanques circulares perfectamente bien aislados, así se obtiene un líquido claro y un precipitado llamado "cachaza". Estos clarificadores están de tal manera diseñados, que están sacando sus productos en forma continua, entre los más usados es el tipo Dorr y Graver.

El líquido claro y caliente se pasa a un evaporador en forma de múltiple efecto, evaporándose gran parte del agua que lleva y así obtener un producto más viscoso llamado "meladura".

La cachaza lleva bastante jugo consigo; se hace pasar a un equipo de filtración. El jugo claro que se obtiene también se evapora.

La meladura se pasa a unos evaporadores intermitentes; aquí se hace la evaporación con bastante control hasta obtener la cristalización de la sacarosa; estos evaporadores se les llama "tachos"; el producto es una masa que tiene cristales y una miel que tiene sacarosa sin cristalizar, se le denomina "templa" o "masa cocida". Esta es la más rica en azúcar y por esta razón se le denomina "templa de primera".

La descarga se hace a unas centrifugas de alta velocidad, que debido a la fuerza centrífuga separan el grano y la miel con la ayuda de un poco de agua,

La miel que se separa puede agotarse más y con este objeto se hace otra cristalización; dando lugar a la "templa de segunda". La miel que se obtiene de las centrifugas puede servir para otra cristalización, obteniéndose la "templa de tercera", cuya cristalización se continúa en unos tanques abiertos que tienen una hélice para producir un movimiento lento. Algunos hasta están diseñados para refrigerarse por medio de agua. Estos tanques se les llama "Cristalizadores". Aquí la miel se agota lo más posible y es separada del grano de azúcar, para hacer de ella alcohol. Esta miel se le llama "incristalizable" y aunque todavía se puede cristalizar no se debe hacer, es antieconómico.

El azúcar separado sale bastante manchado y se le denomina "mascabado". Esta se redisuelve en el clarificador o se vuelve a pasar por las centrifugas (método de doble purga); esto es según a juicio del técnico.

Como es azúcar húmedo, entonces se hace pasar por un secador de aire caliente a contracorriente y en esta forma está lista para ser envasada.

Antiguamente se trabajaba con "defecadoras" o sean tanques abiertos que tenían un doble fondo. Se podía trabajar en serie; se llenaban y se les agregaba una lechada de cal y en un espacio de doble fondo admitían vapor para efectuar el calentamiento hasta casi la temperatura de ebullición; acabándose de llenar el tanque se esperaba a que el jugo estuviera un poco en reposo para su decantación. Luego se hacía pasar por los filtros prensa, para separar la cachaza y el jugo claro fluía a los evaporadores.

Un poco más moderno es el uso de "cachaceros". El jugo se alcaliza en frío, se hace subir la temperatura con unos calentadores y se hace la decantación en tanques abiertos provistos con serpentines de vapor, para que su temperatura se mantenga alta; se separa el jugo claro y la cachaza se filtra.

CAPITULO II.

LA TRASMISION DE CALOR. ESTUDIO DE LA CONVECCION

Se puede decir que no existe ningún proceso de carácter físico o químico que no tenga alguna relación con la transmisión de calor. Un ejemplo positivo es el problema que nos ocupa, es por consiguiente interesante saber en que consiste.

Cuando dos cuerpos tienen temperatura diferente, el cuerpo más caliente tenderá a ceder calor al cuerpo más frío, entonces se dice que hay una transmisión de calor.

La transmisión puede hacerse en tres maneras muy diferentes:

Conducción.

Radiación.

Convección.

La conducción se hace cuando unas partículas que están a una temperatura alta se encuentran colocadas en forma adyacente, con otras partículas de temperatura inferior; entonces se efectúa la transmisión de calor y además cada una de las partículas conserva una posición fija con respecto a las otras.

En la radiación el calor pasa de un cuerpo que está a más temperatura a otro que está a una temperatura inferior através del espacio; ésto se hace en virtud de un movimiento de ondas,

que originan una energía llamada "Energía radiante", cuya longitud de onda es insensible al nervio óptico.

En la convección el calor se trasmite por medio de una mezcla de partículas calientes que se ponen en contacto con partículas frías.

En la práctica, cuando el calor se trasmite, se hace por cualquiera de los tres métodos invariablemente; pero puede suceder que el flujo de calor se haga de una manera mixta, es decir, que haya combinación entre ellas e inclusive que las tres maneras se presenten.

Son muchos los ejemplos que se pueden citar, pero me parece que no viene al caso, ya que en este estudio se presenta esto.

Siendo la convección un principio tan general y utilizado en la mayor parte de los problemas referentes a flujo de calor, se tratará con más detenimiento.

Ya habiendo explicado lo que es la convección, diré que existen dos maneras de hacerlo: la convección libre o natural en la que el movimiento de las partículas se debe a una diferencia en densidad la cual a su vez depende de los cambios de temperatura. Además existe la convección forzada, llamada así, porque interviene realmente un medio mecánico, tal como una bomba, un ventilador, un agitador, etc., que precipita esa circulación. Del estudio de la convección se ha llegado a saber, que un fluido en contacto con una pared que lo detiene, forma una película que se adhiere a ella, como si fuera una verdadera aisladora.

Del estudio de varios investigadores, se ha llegado a saber, que esta película está a su vez dividida en dos capas, una cerca de la pared cuyas partículas no tienen movimiento y junto hay otras partículas más distante de la pared con más movimientos, que tiende a incrementarse a medida que la distancia a la pared aumenta, la otra capa es una zona de remolinos, desde luego de más movimiento que la primera. No se sabe donde empieza una capa ni en donde acaba.

La película estacionaria se le considera un espesor muy pe-

queño, apenas si alcanza unos cuantos centésimos de pulgada y varía constantemente con el grado de turbulencia del fluido.

El proceso de la transmisión de calor se hace por conducción a través de la película y después ya es transmitido por movimiento de partículas al resto del fluido.

Ahora bien, esta película ya dentro de la realidad se considera que es completamente estacionaria y que su espesor varía según el flujo. será tanto mas delgada, cuanto más alta es la rapidez del flujo, favoreciendo más la transmisión de calor.

COEFICIENTE DE PELÍCULA

Se dijo anteriormente, que todo el calor es transmitido por conducción a través de la película formada cerca de la pared; entonces esa rapidez estará dada por la fórmula de conducción.

$$Q = hA\Delta t \dots\dots (/)$$

Donde:

Q = Rapidez de calor por convección en B.t.u./h.

h = Coeficiente de película en B.t.u./ (Pies²) (h.) (°F.)

A = Area de la pared en pies².

Δt = Diferencia de temperaturas entre la superficie de la pared y el fluido en °F.

En la ecuación anterior "h" viene siendo un coeficiente de proporcionalidad entre las demás variables y se le llama "Coeficiente de película" y es definido como la rapidez de calor transmitida entre la pared y el fluido, por unidad de área de pared y por grado de diferencia de temperatura entre la pared y el fluido.

El coeficiente "h" también se le conoce como "coeficiente de superficie" o también "coeficiente individual".

CAUSAS QUE AFECTAN AL COEFICIENTE DE PELÍCULA "h"

Son muchos los factores que afectan la transmisión de calor por convección y por consecuencia el coeficiente de película "h". Se puede decir que cualquier forma para hacer variar la temperatura en un fluido, cualquier cambio en alguna propiedad física

de los fluidos afectará de una manera considerable.

Por ejemplo vamos a suponer que vapor se está condensando, el coeficiente de película dependerá de que esta condensación se haga en forma de "película" o en forma de "gota". Como éste asunto es un tema importantísimo en lo que me ocupa, lo trataré más detenidamente en la parte que se refiere a condensación de vapor.

Puede presentarse el caso que un líquido se evapore, entonces el coeficiente de película estará grandemente afectado por todas las propiedades que se derivan de una mezcla de un líquido y burbujas de vapor. Se sabe que en un líquido, la rapidez de calor transmitida por su superficie de calentamiento es mucho más rápida que para las burbujas de vapor. Esto quiere decir que el coeficiente de película dependerá principalmente de la superficie expuesta al líquido y por consiguiente todo aquello que reduzca el tamaño de las burbujas o ayude a romperlas tan pronto se forman, produce un aumento en el coeficiente de película. La turbulencia del líquido precipita el rompimiento de las burbujas.

Cuando es movimiento por convección natural, si la diferencia de temperaturas entre la superficie y el fluido es grande, se logra mayor turbulencia y por consiguiente un aumento en el coeficiente. Esta diferencia no puede ser mayor que el valor crítico, pues esto provocaría la formación de una película de vapor entre la superficie y el líquido, disminuyendo rápidamente el coeficiente. Cuando es convección forzada; la temperatura tiene poca influencia.

Puede haber fluidos que se mantengan sin ningún cambio de estado, entonces el coeficiente de película estará grandemente afectado por la turbulencia.

Quando la velocidad se incrementa va acompañada de un aumento en el coeficiente de película. Si el fluido va en el interior del tubo, el diámetro de éste, la densidad y la viscosidad afectarán al coeficiente. Cuando el fluido fluye por la parte externa de un tubo, el coeficiente depende de la dirección del flujo; puede ser normal al tubo o en paralelo. El coeficiente para el primero será más grande para el primer camino que para el segundo.

CALCULO DEL COEFICIENTE DE PELICULA

Para encontrar un desarrollo matemático que nos dé el valor del coeficiente de superficie, se puede hacer de tres maneras:

- a) Analogía entre la fricción del fluido y la trasmisión del calor.
- b) Datos experimentales representados por fórmulas empíricas.
- c) Aplicación del análisis dimensional.

La primera manera fué inicialmente comenzada a estudiar en 1874 por Osborne y Reynolds, y en años más recientes se ha ido progresando cada vez más en esta analogía debido a los estudios de Taylor, Prandtl, von Kármán y Bakhmeteff.

Los datos experimentales aplicados a fórmulas empíricas, tienen muy poco uso.

La aplicación del análisis dimensional es más favorable para encontrar la expresión matemática de una ecuación que nos relacione el valor del coeficiente "h".

El método que se sigue para este fin es el de siempre. Siendo el coeficiente de película "h" una expresión que es afectada de muchas maneras, como lo vimos anteriormente, es necesario hacer un resumen de todas estas variables. De acuerdo con las leyes de flujo de fluidos y la trasmisión de calor por conducción, la conductancia de la película es influenciada por el tamaño y forma de la superficie, calor específico, viscosidad, conductibilidad térmica, densidad, velocidad y diferencia de temperaturas a ambos lados de la película.

Si la forma y la superficie del fluido se representa en términos del diámetro, se tiene que:

$$h = F(D, V, Z, R, c, k) \dots \dots (2)$$

Donde:

h = Coeficiente de película.

D = Diámetro del fluido.

- V = Velocidad.
- Z = Viscosidad.
- R = Densidad.
- c = Calor específico.
- k = Conductibilidad térmica.

Aplicando el "Teorema π " para análisis dimensional, la ecuación (2) queda:

$$\pi = h^a D^b V^d Z^e R^f c^g k^m \dots \dots (3).$$

Donde:

π es un número adimensional; a, b, d, e, f, g y m, son constantes.

Cada una de las variables pueden estar expresadas en función de cuatro medidas fundamentales, a saber:

- L = Longitud en pies.
- B = Tiempo en horas.
- M = Masa en libras.
- T = Temperatura en grados.

Las variables según estas medidas, quedan representadas así:

$$D = L ; V = \frac{L}{B} ; Z = \frac{FB}{L^2} = \frac{M}{LB} ; R = \frac{M}{L^3} ; c = \frac{H}{MT} = \frac{L^2}{B^2 T} ;$$

$$k = \frac{H}{BLT} = \frac{ML}{B^2 T} ; h = \frac{H}{BL^2 T} = \frac{M}{B^2 T}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación (3), tenemos:

$$\pi = \left(\frac{M}{B^2 T}\right)^a L^b \left(\frac{L}{B}\right)^d \left(\frac{M}{LB}\right)^e \left(\frac{M}{L^3}\right)^f \left(\frac{L^2}{B^2 T}\right)^g \left(\frac{ML}{B^2 T}\right)^m \dots \dots (4)$$

Las siguientes ecuaciones son obtenidas:

$$M = 0 ; a + e + f + m = 0 \dots \dots \dots (5)$$

$$L = 0 ; b + d - e - 3f + 2g + m = 0 (6)$$

$$B = 0 ; -3a - d - e - 2g - 3m = 0 . (1)$$

$$T = 0 ; - a - g m = 0 \dots\dots\dots (8)$$

Existen siete cantidades expresadas en términos de cuatro dimensiones, por lo tanto hay tres grupos adimensionales en términos de π en el resultado. Como se quiere encontrar la ecuación que nos ligue a "h" en función de las demás variables, se tiene $a = 1$. Arbitrariamente se dan los valores de $e = 0$, $f = 0$ y con las ecuaciones anteriores resulta $m = -1$; $g = 0$; $d = 0$; $b = 1$.

Por lo tanto:

$$\pi_1 = \frac{h^d}{k}$$

Para el segundo adimensional se hace lo mismo, pero no debe de aparecer "h"; para ello se hace $a = 0$; $b = 1$; $m = 0$. Resultando para las demás cantidades $e = -1$; $g = 0$; $d = 0$ $f = 1$.

Se tiene:

$$\pi_2 = \frac{DVR}{Z}$$

El tercer grupo dimensional se hace escogiendo los siguientes valores: $a = 0$; $b = 0$; $g = 1$. Se obtiene en la misma forma: $m = -1$; $f = 0$; $d = 0$; $e = 1$.

Por lo cual:

$$\pi_3 = \frac{cZ}{k}$$

Por el teorema π :

$$F \left(\frac{hD}{k}, \frac{DVR}{Z}, \frac{cZ}{k} \right) = 0 \dots\dots\dots (9)$$

Los términos $\frac{DVR}{Z}$ y $\frac{cZ}{k}$, están expresados en forma de gráficas debido al resultado de muchas pruebas. La forma final es una ecuación del tipo siguiente:

$$\frac{hD}{k} = C \left(\frac{DVR}{Z} \right)^s \left(\frac{cZ}{k} \right)^t \dots\dots\dots (10)$$

Siendo C, s, t, constante.

Esta ecuación es conocida como la expresión de Nusselt. Los términos de que ella consta se les conoce así:

$$\frac{h D}{k} = \text{Número de Nusselt.}$$

$$\frac{D V R}{Z} = \text{Número de Reynolds.}$$

$$\frac{c Z}{k} = \text{Número de Prandtl.}$$

La recíproca del número de Prandtl se le conoce como número de Stanton.

La ecuación de Nusselt ha sido sujeta a numerosos estudios y comprobaciones y están de acuerdo que el coeficiente de película está relacionada con estos factores y no hay ninguna prueba experimental que demuestre lo contrario.

Varios investigadores han calculado valores de las constantes C, s y t, para las más variadas condiciones en que se puede efectuar la trasmisión de calor.

Se ha estudiado en diferentes fluidos, en calentamiento y enfriamiento, arreglo de tubos, etc., etc.

Una de las ecuaciones que da mejores resultados en el calentamiento de líquidos en tubos horizontales es la ecuación de Mc Adams:

$$\frac{h D}{k} = 0.0225 \left(\frac{D V R}{Z} \right)^{0.8} \left(\frac{c Z}{k} \right)^{0.4} \dots (11)$$

Esta ecuación se aplica cuando el número de Reynolds está entre 7,000 y 10,000.

Existen gráficas en varios libros relacionados con flujo de calor, para calcular rápidamente este coeficiente y en las condiciones más variadas que se requieran.

CAPITULO III.

CONDENSACION DE VAPOR

Como el calentamiento se va a efectuar por medio de vapor que se condensa es muy importante estudiar de que manera se efectúa.

El vapor al llegar a las superficies frías de los tubos, sufre un cambio de estado de gas a líquido, llamándose condensación del gas, liberándose una cantidad de calor muy grande, llamado calor de condensación. Simultáneamente se forma una capa de líquido que cubre totalmente o parcialmente a la superficie fría sirviendo como de capa aislante y su espesor depende de la altura de la la superficie y la viscosidad.

La condensación puede hacerse de dos maneras: en forma de película o en forma de gotas.

En la condensación en forma de película el condensado se adhiere en toda la superficie y el coeficiente de película dependerá del espesor de esta capa aislante y de la turbulencia.

Por ejemplo en nuestro caso se nos presenta que la condensación va a efectuarse en la superficie externa de unos tubos horizontales, una vez que la condensación se inicia ésta resbalará a tubos inferiores en forma de gota, formándose en estos una película que tenderá a incrementarse y por lo tanto el coeficiente de película disminuirá hacia abajo.

En general se puede decir que la condensación en forma de película se puede presentar por muchas maneras, puede ser que las superficies sean rugosas y detengan al condensado formando la película, puede ser también que las superficies estén muy limpias.

La condensación en forma de gotas, tiene un poder muy alto para la trasmisión de calor, los coeficientes de calor son de cuatro a ocho veces más altas que los coeficientes de condensado en forma de película.

Algunas impurezas tales como ácidos pesados, algunos aceites, sustancias orgánicas como bencil mercaptano pueden ser añadidas para provocar esta condensación.

Como se puede ver aunque esta condensación es la más efectiva no es muy común que se presente; la que casi siempre aparece es la de película.

Puede haber factores adicionales que muchas veces afectan la conductancia de las películas.

Así tenemos que cuando la velocidad del vapor es alta, afecta a la superficie del condensado, o también puede pasar que se forme de una manera casual, películas de líquido discontinuo como una colección de gotas y no como una película continua.

Lo que nos interesa es la condensación en forma de película, es la que en nuestro caso también se nos presentará.

Diremos que esta condensación fué estudiada por Nusselt en 1916. El hizo el desarrollo matemático de la manera como se trasmite el calor cuando el vapor se condensa. Supuso condensación en forma de película continua, fluyendo con flujo viscoso hacia abajo de una superficie fría. Supuso que el movimiento del condensado hacia abajo era únicamente por la fuerza de gravedad y no por la velocidad del vapor encima de la película de condensado. Además supuso que valía cero la velocidad del condensado en la pared del tubo mientras la velocidad era máxima en la interfase líquido vapor. La resistencia térmica estaba dada por la película de condensado, através de la cual el calor latente se con-

ducia. Se supuso una diferencia de temperaturas entre la pared y el vapor constante en todos los puntos, resultando para el coeficiente de transmisión de calor una ecuación teórica. El calor através del condensado es por conducción.

Para nuestro desarrollo tomaremos en cuenta que se trata de tubos horizontales donde la condensación es por la superficie externa.

Sea "h" el coeficiente para un punto cualquiera y " h_m " el coeficiente medio para todo el tubo.

Algunas letras que se irán a necesitar como un significado de algunas variables en la deducción de la ecuación, ya se conocen y por lo tanto, el significado de la demás nomenclatura es:

k = Conductibilidad térmica de la película de condensado en B.t.u. / (hr) (pies) (oF pies).

x = Espesor de la película de condensado en ft.

T — t_w = Diferencia de temperaturas entre el vapor y la pared del tubo oF.

r = Calor latente de condensación, en B.t.u. / lb.

w = Velocidad de líquido condensado en la superficie de condensación, en lb. / hr.

b = Amplitud de la superficie de condensamiento, en ft.

a = Distancia de un punto cualquiera a la parte superior del tubo, en pies.

G = Rapidez de flujo de condensado, dividido por la amplitud de condensamiento, en lb / (hr) (pies). Ga es para un valor determinado en el punto "a".

L = Largo del tubo, en pies.

D = Diámetro externo del tubo, en pies.

g = Fuerza de gravedad.

R = Densidad de la película de condensado, en lb/pies³.

Z = Viscosidad del condensado, en lb / (hr) (pies).

Se tiene un tubo horizontal y un punto a una distancia "a" del lugar donde se ha iniciado la condensación.

Por la ecuación de transmisión:

$$h = \frac{K}{x} = \frac{dQ}{(dA)(T-tw)} = \frac{r dw}{(b da)(T-tw)} = \frac{r dGa}{da(T-tw)} \dots (12)$$

Integrando:

$$hm = \frac{Q}{(A)(T-tw)} = \frac{r w}{(b \pi D)(T-tw)} = \frac{r G}{(\pi D)(T-tw)} \dots (13)$$

De las ecuaciones (12) y (13) eliminamos T - tw:

$$\frac{k}{x} = \frac{\pi hm dGa}{G da} \dots (14)$$

De la teoría de flujo continuo y a la vez isotérmico:

$$\frac{R^2 g x^3}{3 z} = Ga \dots (15)$$

Eliminando x de (14) y (15):

$$k \left(\frac{R^2 g}{3Z} \right)^{1/3} da = \frac{\pi hm D}{G} Ga^{1/3} dGa \dots (16)$$

Integrando de 0 a πD y de 0 a G:

$$hm = 0.925 k \left(\frac{R^2 g}{3Z} \right)^{1/3} \dots (17)$$

Eliminando G de (17) y (13):

$$hm = 0.725 \left(\frac{k^3 R^2 g r}{D Z (T-tw)} \right)^{1/4} \dots (18)$$

TEMPERATURA DE LA PARED DEL TUBO

En la ecuación anterior aparece este dato que es necesario conocer, aparecen también algunas propiedades de la película que a su vez dependen directamente de la temperatura a la que se encuentra. Como regla general la temperatura de la película "tf" se calcula por medio de una media aritmética entre la temperatura del vapor "T" y la temperatura de la pared "tw".

Como se ve, es fundamental conocer "tw".

Un valor estimativo puede dársele, siempre y cuando sea muy razonable, obteniéndose resultados bastantes correctos; pero si se quiere conocer en forma más exacta se recurre a prueba y error, procediéndose así:

- a) Un primer valor se señala a tw.
- b) Con este valor se calcula T — tw y tf.
- c) Entonces los coeficientes de película son conocidos.
- d) Con los datos anteriores se conoce a "tw" de una manera más precisa por medio de la ecuación:

$$tw = \frac{h_1 t_1 + h_2 t_2}{h_1 + h_2} \dots\dots\dots (19)$$

La ecuación anterior es basada en una balence de calor para ambos lados de la pared.

- e) Con este valor todo lo anterior es recalculado, hasta que se tenga el dato preciso.

Todo lo anterior lo trataré numéricamente cuando me refiera al cálculo correspondiente.

CAPITULO IV.

INTRODUCCION AL CALCULO DEL EQUIPO

Este estudio fundamentalmente se basa en un balance de calor del medio, es decir, toda la cantidad de calor que entra es igual a la que sale. Para que esto se efectúe, es necesario considerar que el equipo está muy bien aislado, o sea que se trabaja adiabáticamente; entonces la ecuación con la que se puede hacer el cálculo es:

$$Q = U A \Delta t_m \dots\dots\dots(20)$$

Donde:

Q = Rapidez con que se trasmite el calor de un fluido a otro, en B.t.u./h.r

U = Coeficiente total de transmisión de calor por convección en B.t.u./h. (pies)² (hr) (oF).

A = Área de calentamiento que separa los dos fluidos, en pies².

Δt_m = Diferencia de temperaturas media entre los dos fluidos.

Como dije anteriormente el equipo debe de estar aislado para que la cantidad de calor Q , pueda ser calculada de las propiedades

de los fluidos puesto que se tiene entonces, que el calor que se desprende del fluido caliente lo absorbe el fluido frío. Si el fluido usado no cambia de fase, la cantidad Q , puede ser calculada de la rapidez del flujo, calor específico y las temperaturas de entrada y salida del fluido. Si el fluido se evapora o se condensa, como sucede, en nuestro caso, puede calcularse de la rapidez de flujo y calores latentes.

Debe notarse que las temperaturas y la rapidez de los flujos no son arbitrariamente escogidos, sino que deben de ser aquellos para que los balances sean satisfechos; además en cada sección del equipo la temperatura del fluido caliente debe ser más alta que la del fluido frío.

En distintas operaciones industriales donde hay transmisión de calor de un fluido a otro, éstos se encuentran separados por una pared sólida. Por regla general al proyectar los equipos, se conocen las temperaturas de entrada y salida para ambos fluidos, pero la temperatura de la pared que los separa es desconocida; por lo tanto se hace difícil conocer el flujo de calor basándose en los coeficientes de película, que como sabemos están íntimamente relacionados con esta temperatura. Con los coeficientes totales en caso de que se pudiera conocer directamente, el problema sería fácil, ya que únicamente se necesitan conocer las temperaturas de los fluidos. No siempre se dispone de este dato, por lo que hay que calcularlo a partir de los mismos coeficientes de película. Entonces lo que se hace es fijarnos un valor de esa temperatura, y la manera como se debe hacer lo trataré después.

El coeficiente total " U ", se define como la rapidez de transmisión de calor de un fluido a otro, por unidad de área de pared que separa a los dos fluidos y por grado de diferencia de temperatura de estos dos fluidos.

Daremos a conocer varias formas en que se puede presentar el coeficiente " U " y como se puede calcular.

Para una pared plana y sin ninguna incrustación:

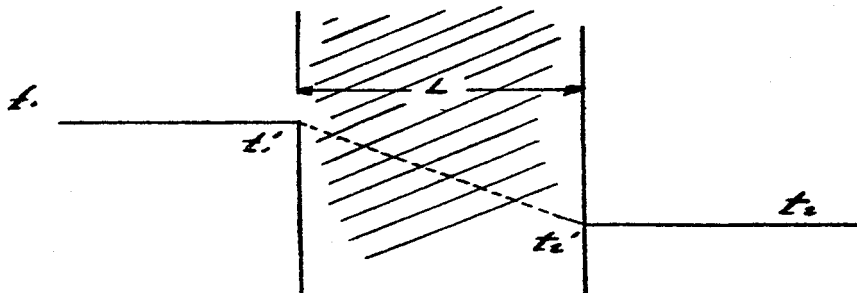


Fig. No. 1

Se trata de un fluido caliente a una temperatura T^1 y un fluido frío a t^2 , separados por una pared que tiene un espesor L . Las temperaturas t , y t_2 son en las superficies de la pared.

El flujo de calor por unidad de superficie del lado más caliente es:

$$Q_1 = h_1 (t_1 - t_1') \dots \dots \dots (21)$$

El flujo de calor por conducción a través de la superficie sólida es:

$$Q_2 = \frac{k}{L} (t_1' - t_2') \dots \dots \dots (22)$$

Siendo k la conductibilidad térmica del material de que está hecha la pared.

El flujo de calor por unidad de superficie del lado más frío es:

$$Q_3 = h_2 (t_2' - t_2) \dots \dots \dots (23)$$

Por definición del coeficiente total U y por la ecuación (20) se tiene:

$$Q = U (t_1 - t_2) \dots \dots \dots (25)$$

Para un flujo continuo de calor:

$$Q = Q_1 = Q_2 = Q_3$$

De donde:

$$U (t_1 - t_2) = h_1 (t_1 - t'_1)$$

$$U_1 (t_1 - t_2) = \frac{k}{L} (t'_1 - t'_2)$$

$$U (t_1 - t_2) = h_2 (t'_2 - t_2)$$

$$t_1 - t'_1 = \frac{U}{h_1} (t_1 - t_2)$$

$$t'_1 - t'_2 = U \frac{L}{k} (t_1 - t_2)$$

$$t'_2 - t_2 = \frac{U}{h_2} (t_1 - t_2)$$

Sumando miembro a miembro y simplificando:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_2} \dots\dots\dots(26)$$

La ecuación () da el valor de U en función de los coeficientes de película para ambos lados de la pared.

Esta ecuación puede presentarse de varias maneras, según sea el tipo de superficie. Por ejemplo, para tubos y tomando en cuenta la superficie externa, la ecuación se presenta así:

$$\frac{1}{U_1} = \frac{D_1}{h_2 D_2} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_1} \dots\dots\dots(27)$$

Si es el área interna:

$$\frac{1}{U_2} = \frac{1}{h_2} + \frac{L}{k} + \frac{D_2}{h_1 D_1} \dots\dots\dots(28)$$

Siendo:

U_1 y U_2 = Coeficientes totales basados en las superficies externas e internas respectivamente

h_1 y h_2 = Coeficientes de película para las superficies exterior e interior.

D_1 y D_2 = Diámetros exterior e interior del tubo.

L = Espesor del tubo.

k = Conductibilidad térmica del tubo.

Una forma práctica y bastante precisa para calcular "U" en paredes planas o paredes de tubos delgados libres de incrustaciones, puede ser calculada por medio de la ecuación:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} \dots \dots \dots (29)$$

Existen nomogramas que nos dan rápidamente el valor de "U". Estos nomogramas tienen del lado de las abscisas valor de uno de los coeficientes de película y en las ordenadas los valores del otro coeficiente.

En superficies donde existen incrustaciones, modifican la transmisión el coeficiente "U" tiene que ser calculado de una manera distinta a las formas anteriores. Para este caso se utiliza la ecuación:

$$\frac{1}{U_e} = \frac{1}{U_L} + \frac{1}{h_e} \dots \dots \dots (30)$$

Siendo U_e = Coeficiente total para una superficie que está sucia.

Siendo U_L = Coeficiente total si las superficies fueran limpias.

Siendo h_e = Coeficiente para la escoria. El cual se define, como la rapidez de calor a través de la escoria, por unidad de superficie sucia y grado de diferencia de temperaturas de la escoria.

Puede suceder que en ambas superficies se presenten estas incrustaciones, entonces el cálculo se hace mediante la ecuación

(30) agregando otro término, $\frac{1}{h_e}$

Para el cálculo de h_o se puede hacer a partir de la conductibilidad y el espesor de la escoria. Pero más práctico es determinar el valor U cuando la superficie está limpia y luego cuando es encuentre sucia.

La ecuación (26) puede hacerse más general cuando encontramos más de una pared sólida separando los fluidos y si se supone que el espesor es pequeño comparado con el diámetro del tubo. Se puede decir que se refiere a una suma de resistencias térmicas en el trayecto del flujo de calor.

$$\frac{1}{U} = \sum \left(\frac{1}{h} \right) + \sum \left(\frac{L}{k} \right) \dots \dots \dots (31)$$

Haciendo un estudio del coeficiente de película se ve perfectamente que el coeficiente total " U " es una función bastante completa en el moneto de la operación y de ser posible, uno debe de calcularlo de la determinación de los coeficientes individuales y de las resistencias térmicas de los sólidos apreciadas según sus propiedades físicas.

De los diversos estudios que se han hecho para esta clase de equipos en los ingenios azucareros, y trabajando en las condiciones más variadas, su valor está comprendido entre 120 B.t.u. /hr. oF. pies². El problema se reduce a tener mucha experiencia y tomar en cuenta las variables que más lo afectan para darle un valor adecuado.

El área de calentamiento es la pared por donde se va a efectuar la trasmisión de calor y por lo tanto es el dato de más importancia para cualquier problema relacionado con flujo de calor.

En cualquier diseño de equipo todos los cálculos van encaminados a encontrar ese dato, una vez conocido si nos imaginamos como debía de estar en el lugar que de antemano le hemos designado.

Esta superficie consiste de tubos y es muy importante saber

cual de las superficies externa o interna es a la que referimos los cálculos. Hemos dicho que el coeficiente total es afectado de distinta manera por estas superficies, y por regla general siempre se determina en función de la superficie externa. Existen tablas tabuladas para muchas clases de tubos y diámetros diferentes que nos proporcionan la longitud del tubo por unidad de superficie externa.

Las temperaturas de los fluidos pueden ser supuestas uniformes en cada región del equipo, pero en muchos casos de transmisión se hace en flujo paralelo, es decir, que tanto el fluido caliente como el frío lleven la misma dirección, puede suceder que en las salidas las temperaturas sean muy diferentes, la temperatura del fluido frío puede subir mucho en cambio la del fluido caliente puede bajar.

Cuando el flujo es a contracorriente, o sea que llevan direcciones opuestas, sucede que en una terminal ambos fluidos pueden estar calientes y en la otra pueden estar fríos.*

Cuando uno de los fluidos es vapor saturado o un líquido a la temperatura de ebullición su temperatura permanece constante, pero la temperatura del otro fluido variará a lo largo de su camino.

Estos gradientes de temperatura se pueden representar por medio de gráficas, mostrando como varían las temperaturas en los fluidos. El cambio se hace mediante una línea curva, puesto que demostraré por análisis matemáticos que el cambio de temperatura no es una función lineal a través del equipo.

BIBLIOTECA CENTRAL

U. N. A., M.

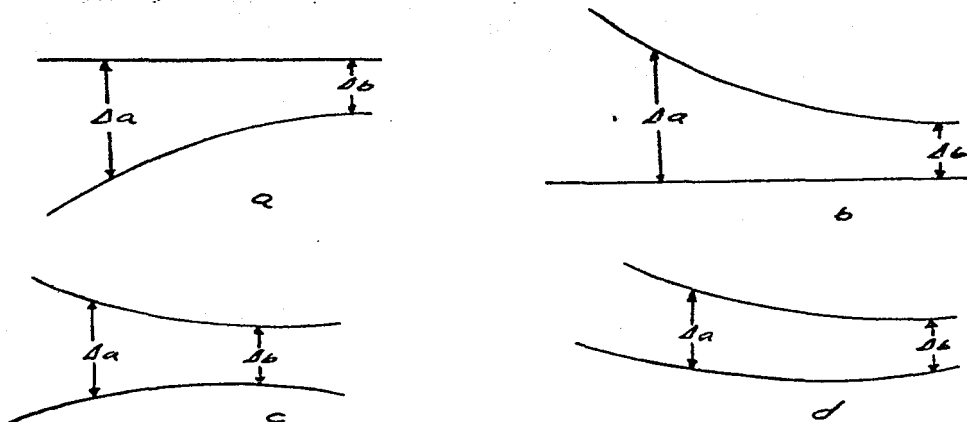


Fig 2

La fig. No. 2 nos muestra los cambios en temperatura de ambos fluidos. La distancia entre ambas líneas en cada uno de los esquemas, nos indica la diferencia en temperaturas de los medios. La figura No. 2 (a) muestra un medio caliente, a temperatura constante. La figura No. 2 (b) muestra un medio frío a temperatura constante. La figura No. 2 (c) se refiere a un flujo en paralelo y la No. 2 (d) se refiere a un flujo a contracorriente.

La apreciación de una diferencia de temperaturas media entre ambos fluidos, no es simplemente una diferencia aritmética entre las distancias de la líneas en sus extremos, es necesario efectuar la integración de la ecuación:

$$dQ = U dA \Delta t \dots\dots\dots (32)$$

La ecuación anterior es la forma diferencial de la ecuación (20).

Como el calentador trabaja en forma continua, las tempe-

raturas de los fluidos cambian a lo largo del equipo. Si la sección es constante entonces las velocidades son fijas y cada coeficiente de película y por lo tanto el coeficiente total dependen de las propiedades físicas del fluido, y que a su vez dependen de la temperatura. En esta forma las diferencias de temperatura están relacionadas a "Q" mediante un balance de material y energía y por lo tanto el coeficiente total dependerá de este calor. Separando variables tenemos la siguiente ecuación:

$$\int \frac{dQ}{U \Delta t} = \int dA \dots \dots \dots (33)$$

Esta ecuación puede ser integrada gráficamente y en forma algebraica.

Se hace al coeficiente total constante en una operación en paralelo o a contracorriente, de dos fluidos bajo condiciones de flujo continuo. Sea dQ la trasmisión de calor por unidad de tiempo de un fluido a otro, a través de una área diferencial de contacto dA. Un balance de energía para los fluidos requiere que:

$$dQ = w' c' dt' = w'' c'' dt'' \dots \dots \dots (34)$$

El signo más o menos es debido a que se toma el flujo a contracorriente o en paralelo; se supone que no hay pérdidas de calor. Debido a que se supuso que el flujo era continuo w' y w'', son constante, además c' y c'' se supone constantes; entonces Q es función lineal de t' y t''.

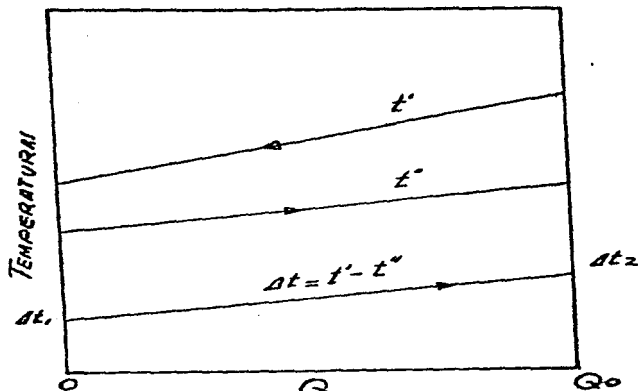


Fig 3

Consecuentemente Q también es una función lineal de ...
 $\Delta t = t' - t''$.

La pendiente de Δt vs Q es:

$$\frac{d(\Delta t)}{dQ} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{Q_0} \dots \dots \dots (35)$$

De la ecuación (32) y (35) resulta:

$$\frac{d(\Delta t)}{U \Delta t} = \frac{(\Delta t_2 - \Delta t_1) dA}{Q_0} \dots \dots \dots (36)$$

La integración de esta ecuación se hace únicamente tomando a U como una constante que no varía durante el proceso. Para ésto es necesario que los cambios en temperatura y presión de los fluidos sean moderados, así los calores específicos y la conductividad térmica cambian muy poco y en muchos casos la viscosidad

puede aceptarse como constante. Si todas estas condiciones se obtienen en ambos lados de la pared, para los fluidos que fluyen a través del equipo, puede uno considerar que no hay variaciones del coeficiente debido a depósitos; se tiene que U es constante a través del equipo.

Efectuando la integración de 0 a A y de Δt_1 a Δt_2 resulta

$$\frac{1}{U} \ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{Q_0} A$$

$$Q_0 = UA \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \dots \dots \dots (37)$$

$$Q_0 = UA \Delta t_{tm} \dots \dots \dots (38)$$

$$\Delta t_{tm} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} \dots \dots \dots (39)$$

La ecuación anterior expresa "la diferencia media logarítmica de las temperaturas". Esta ecuación es la más aceptada para fluidos cuya temperatura cambia, y para cualquier clase de flujo.

La media aritmética es aceptable cuando la relación de $\Delta t_2 / \Delta t_1$, no sea mayor que dos.

Se puede demostrar analíticamente que la ecuación (39) es válida.

Sean las condiciones del fluido caliente.

w_c = Rapidez de flujo.

c_c = Calor específico.

T_a = Temperatura entrada.

T_b = Temperatura a la salida.

T = Temperatura en cualquier momento.

Para el fluido frío:
 w_2 = Rapidez de flujo.

c_2 = Calor específico.

t_a = Temperatura cuando T_a es medida.

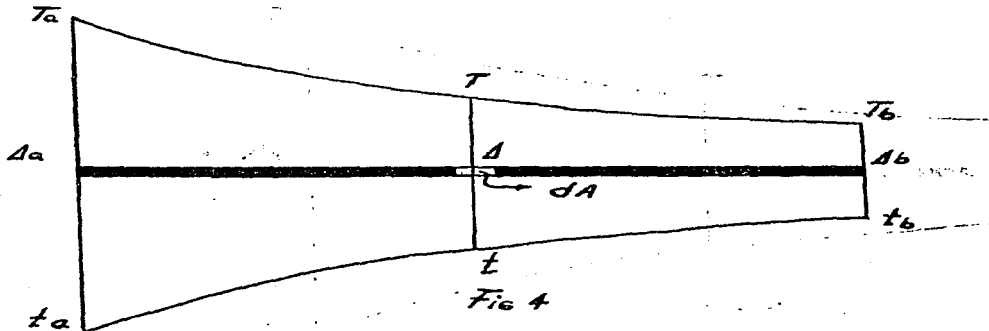
t_b = Temperatura cuando T_b es medida.

t = Temperatura cuando T es medida.

A = Area de trasmisión de calor.

Δl = $T - t$; $\Delta l a = T_a - t_a$; $\Delta l b = T_b - t_b$

Los gradientes de temperatura están dados por la figura:



Ecuación de trasmisión.

$$Q = UA \Delta l \text{ tm} \dots \dots \dots (20)$$

Calor que pierde el fluido caliente.

$$Q = - w, c, (T_a - T_b) \dots \dots \dots (40)$$

Calor que gana el fluido frío.

$$Q = w^2 c^2 (t^a - t^b) \dots \dots \dots (41)$$

Para un área dA se puede escribir en forma diferencial que:

$$U dA \Delta T = - w_1 c_1 dT = w_2 c_2 dt \dots\dots\dots(42)$$

De (40) y (41) y la figura (4).

$$- w_1 c_1 (T_a - T) = w_2 c_2 (t_a - t)$$

$$t = \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2} (T_a - T) + t_a$$

Por definición:

$$\Delta T = T - t = T - \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2} (T_a - T) - t_a$$

$$d\Delta T = dT + \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2} dT$$

$$dT = \frac{d\Delta T}{1 + \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2}}$$

Sustituyendo dT en (42)

$$U dA \Delta T = - w_1 c_1 \frac{d\Delta T}{1 + \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2}}$$

Separando variables e integrando:

$$UA = \frac{- w_1 c_1}{1 + \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2}} \ln \frac{\Delta T a}{\Delta T b} \dots\dots\dots(43)$$

De (40) y (41)

$$- w_1 c_1 = \frac{Q}{T_a - T_b} ; w_2 c_2 = \frac{Q}{t_a - t_b}$$

Entonces resulta:

$$\frac{-w_1 c_1}{1 + \frac{w_1 c_1}{w_2 c_2}} = \frac{\frac{Q}{T_a - T_b}}{1 - \frac{\frac{Q}{T_a - T_b}}{t_a - t_b}} = \frac{\frac{Q}{T_a - T_b}}{1 - \frac{t_a - t_b}{T_a - T_b}} = \frac{Q}{T_a - T_b - (t_a - t_b)} = \frac{Q}{\Delta t_a - \Delta t_b}$$

La ecuación (43) puede escribirse:

$$UA = \frac{Q}{\Delta t_a - \Delta t_b} \ln \frac{\Delta t_a}{\Delta t_b}$$

$$Q = UA \frac{\Delta t_a - \Delta t_b}{\ln \frac{\Delta t_a}{\Delta t_b}} \dots \dots \dots (44)$$

De las ecuaciones (20) y (44).

$$\Delta t_{tm} = \frac{\Delta t_a - \Delta t_b}{\ln \frac{\Delta t_a}{\Delta t_b}} \dots \dots \dots (39)$$

Esta ecuación puede aplicarse para flujo en paralelo o ^a contracorriente. En un equipo, cuando se trata de escoger cual de las direcciones es más ventajosa, nos inclinaremos por la segunda. Las ventajas son las siguientes:

a) La temperatura final del medio frío, puede llegar a estar muy cerca de la temperatura inicial del medio caliente (Fig 2 d) y se prolongan las líneas la temperatura final del medio frío puede ser más alta que la temperatura final del medio caliente. Esto no sucede para flujo en paralelo (Fig. 2 c), aunque se prolonguen las líneas, siempre existirá una diferencia bien marcada para ambas temperaturas y ningún cambio de calor puede haber al final del equipo.

b) Cuando se trasmite una determinada cantidad de calor, la superficie empleada para ello, será menor cuando el flujo es de esta manera. Esto se puede demostrar en la ecuación (20).

Aplicando la ecuación (20) en ambas direcciones Q y U se mantienen constantes, cosa que no sucede para Δt_m . La media logarítmica será más grande a contracorriente que para la otra dirección. El tamaño de la superficie es inversamente proporcional a la media logarítmica.

Desde un punto de vista más económico y más industrial es más conveniente utilizar un conjunto de tubos encerrados en un casco o un cilindro hueco, para que los fluidos pasen por dentro de los tubos o por fuera. Para establecer una velocidad de fluido adecuada de acuerdo con una transmisión de calor más económica es necesario dirigir el trayecto de los fluidos, de tal manera que puedan ir y venir através del equipo varias veces. En esta forma el flujo en los fluidos es una combinación del flujo en paralelo y a contracorriente, llamándose esa combinación "flujo reversible".

Algunos equipos pueden venir más complicados, presentan tubos en U , paralelos y en serie que hacen que el fluido pase una vez, dos o más veces en el interior del equipo antes de que salga.

Puede presentarse que este interior, esté dividido en compartimientos de tal manera que se den más pases al fluido que está por fuera de los tubos, aumentando su velocidad y turbulencia y por consecuencia la transmisión de calor. Todo esto se hace mediante baffles, que bien pueden ser longitudinales o transversales.

Todas las modificaciones anteriores hacen que la aplicación de la diferencia media logarítmica de temperaturas, de un error muy serio en el cálculo de una superficie de calentamiento. La verdadera diferencia media de temperaturas, se obtiene mediante un factor adimensional que se multiplica por la media logarítmica. (Cuando los fluidos no cambian de fase). Este factor se lee en gráficas que fueron preparadas para los distintos equipos por Bowman, Mueller y Nagle.

Cuando la temperatura de uno de los fluidos permanece constante, por ejemplo, vapor que se condensa o que sea un líquido hirviendo, el factor se reduce a la unidad y la media logarítmica es la verdadera.

CAPITULO V

CALCULO NUMERICO

Datos relativos al jugo de caña.

Para saber la cantidad de jugo que llegaba al calentador y sin tener a la mano ninguno de los aparatos más adecuados al respecto (medidor de orificio, venturi, etc) registré el peso de 300 litros en una báscula, y el tiempo que tardaba en llenar un tonel hasta ese volumen. La bomba que se utiliza para este fin es de pistón y la hice trabajar a su capacidad máxima.

El gasto en esa línea es 0.486 Pies / seg = 1750 Pies / h.

La tubería es standard y de 5 pulg.

Diámetro exterior: 5.563 pulg.

Diámetro interior: 5.047 pulg.

Sección interna 20.00 pulg. = 0.139 Pies.

Velocidad en la línea:

$u = 5 \text{ Pies / seg.} = 12600 \text{ Pies / h.}$

El jugo se va a calentar desde 64 oF. hasta una temperatura de 212 oF.

Como término medio nos fijamos un jugo que tiene una densidad de 18° Bx.

Calor específico = 0.88 B.t.u./(lb.) (oF).

Densidad 1.08 Kg/1 = 67.42 lb/Pies.³.

Viscosidad 1.96 lb/(h) (oF).

Para la determinación de la conductibilidad térmica utilizamos la ecuación empírica de Smith para soluciones de líquidos no metálicos. Aunque en este caso la ecuación no es muy exacta, pues nos es imposible conocer el peso molecular de las sustancias disueltas. Considerándola como una solución de azúcar, ese coeficiente vale 0.194 B.t.u./(hr) (Pies)² (oF) (Pies).

Los tubos en el interior de los calentadores son de cobre y se escoge este material por muchas razones, una de ellas y de mucho peso es su conductibilidad térmica es muy alta, la limpieza que se hace para desincrustarlo es bastante fácil y sobre todo cuando se hace con una solución de ácido clorhídrico, la resistencia a la corrosión es bastante aceptable.

El latón aunque tiene gran resistencia tiene baja conductibilidad. El hierro es un material que se corroe rápidamente y tiene una conductibilidad bastante baja y es el menos indicado para este caso.

En las dimensiones de la tubería no tomaremos en cuenta que existe un diámetro económico que nos de la solución del problema. Por ejemplo, si escogemos un diámetro pequeño tendremos mayor velocidad en el interior de los tubos, mayor será el coeficiente de transmisión de calor y por lo tanto el área de calentamiento más reducida, pero la limpieza que se tenga que hacerles es bastante difícil; como se trata de un líquido que incrusta el metal, no tomaremos en cuenta todas las ventajas anteriores sino que elijiremos un diámetro bastante cómodo para hacer la limpieza.

Los constructores recomiendan la tubería de 1,2 pulg., con las siguientes dimensiones:

$$D_1 = 1.9 \text{ pulg.} = 0.158 \text{ pies.}$$

$$D_2 = 1.6 \text{ pulg.} = 0.133 \text{ pies.}$$

$$L = 0.15 \text{ pulg.} = 0.0125 \text{ pies.}$$

$$S_2 = 0.014 \text{ pies}^2.$$

Velocidad en cada tubo:

Como las fórmulas más convenientes para encontrar el coeficiente de película en el jugo se refieren a flujo turbulento, es necesario fijar una velocidad que nos garantice esta condición.

$$\text{Se tiene: } V = 0.365 \text{ pies/seg.} = 1310 \text{ pies/hr.}$$

$$Re = \frac{D_2 V R}{Z} = \frac{(0.133) (1310) (67.42)}{1.96} = 6000$$

Con la ecuación de Mc. Adams para el coeficiente de película:

$$h_2 = 0.0225 \frac{0.194}{0.133} (6000)^{0.8} \left(\frac{(0.88) (1.96)}{0.194} \right)^{0.4}$$

$$h_2 = 83.0 \text{ B.t.u.}/(\text{hr}) (\text{pies}^2) (\text{oF}).$$

Datos relativos al vapor que se condensa.

El vapor que se va a utilizar es vapor de escape, salido de un preevaporador a una presión de 10 lb./pulg². manométricas.

La presión barométrica de ese lugar es de 110 mm. aproximadamente 137 lb./pulg².

Presión total: 23.7 lb./pulg². absolutas.

Temperatura de condensación: 237 oF.

Calor latente: 954 B.t.u./lb.

Para calcular el coeficiente de película para el lado del vapor utilizaremos la ecuación (18) con un valor supuesto de τ_w y lo someteremos a la prueba y error como antes lo dijimos.

Temperatura media del jugo en el calentador:

$$\Delta t_{tm} = \frac{(237-64) \pm (237-212)}{2.3 \cdot 1.4 \frac{237-64}{237-212}} = 77 \text{ oF.}$$

$$237-77 = 160 \text{ oF.}$$

$$\text{Si } t_w = 200 \text{ oF.}$$

Temperatura media de la película del agua:

$$\frac{237 + 200}{2} = 219 \text{ oF.}$$

$$R = 59.6 \text{ lb/pies}^2.$$

$$K = 0.4 \text{ B.t.u./hr (pies)}^2 \text{ (oF pies).}$$

$$Z = 0.652 \text{ ib/(pies) (hr).}$$

$$g = (4.17) (10)^8 \text{ pies/hr}^2.$$

$$T - t_w = 37 \text{ oF.}$$

$$h_c = 0.73 \left(\frac{(417) (10)^8 (954)}{0.158} \right)^{1/4} \left(\frac{(0.4)^3 (59.6)^2}{(0.652) (37)} \right)^{1/4}$$

Para facilitar los cálculos se ha puesto aparte todo lo que es constante.

$$h_c = (920) (1.75) ; h_c = 1610 \text{ B.t.u./hr (pies)}^2 \text{ (oF).}$$

Sustituyendo en la ecuación (19):

$$t_w = \frac{(1610) (237) + (61.3) (160)}{1610 + 61.3} \\ = 235 \text{ oF.}$$

$$\text{Suponemos } t_w = 233 \text{ oF.}$$

Temperatura media de la película de agua:

$$\frac{237 + 233}{2} = 234 \text{ oF.}$$

$$R = 59.1$$

$$K = 0.4$$

$$Z = 0.595$$

$$h_s = 920 \left(\frac{(0.4)^3 (59.1)^2}{(0.595) (2)} \right)^{1/4}$$
$$= 3410$$

$$tw = \frac{(3410) (237) + (61.3) (160)}{3410 + 61.3}$$
$$= 235 \text{ oF.}$$

Cálculo del coeficiente total.

Conductibilidad del cobre es 218 B.t.u./ (pies)² (hr) (oF pies).
Según la ecuación:

$$\frac{1}{U_c} = \frac{0.158}{(83) (0.133)} + \frac{0.0125}{218} + \frac{1}{3410}$$
$$U_c = 68.3$$

El coeficiente de escoria debido al vapor es de 3000 según los datos que trae el Walker.

$$\frac{1}{U_s} = \frac{1}{68.3} + \frac{1}{3000}$$

$$U_s = 67.0 \text{ B.t.u./ (hr) (pies)}^2 \text{ (oF).}$$

Calor teórico suministrado al jugo:

$$Q = (1750) (67.1) (0.88) (212 - 64).$$
$$= 15,300,000 \text{ B.t.u./h.}$$

Suponiendo una pérdida de calor del 8% debido a mal aislamiento del equipo.

$$Q = 15,300,000 + (0.08) (15,300,000).$$
$$= 16,524,000 \text{ B.t.u./hr.}$$

Cantidad de vapor suministrada.

$$\frac{16.524000}{954} = 17300 \text{ lb/h.}$$

Area de calentamiento según la ecuación (20).

$$A_1 = \frac{16.524,000}{(67)(77)}$$

$$A_1 = 3200 \text{ pies}^2.$$

Número de tubos que se necesitan:

$$\frac{1750}{(1310)(0.014)} = 96$$

Antes de ver que combinaciones se pueden hacer con esa área para el equipo más conveniente, se comprobará si esa área es realmente cierta.

Nos valemos de las gráficas que trae el Stoever para calcular los coeficientes de película. También se dará una temperatura de la pared del tubo adecuada y haremos los cálculos necesarios para comprobar esa suposición.

$$\text{Si } t_w = 234 \text{ oF.}$$

Entonces se tiene:

$$16.524,000 = (83)(A_2)(234 - 160)$$

$$A_2 = 2680 \text{ pies}^2.$$

$$\frac{A_1}{A_2} = \frac{D_1}{D_2} ; A_1 = A_2 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)$$

$$A_1 = 2680 \left(\frac{0.158}{0.133} \right)$$

$$= 3180 \text{ pies}^2.$$

Velocidad de condensación:

$$\frac{17300}{3180} = 5.42 \text{ lb/(\text{pies})}^2 \text{ (hr).}$$

Caso 21 (Pag. 106).

$$h_c = (h_o) (F_t) (F_d) (F_n).$$

$$h_o = 3000$$

$$F_t = 1.62$$

$$F_d = 0.8$$

$$F_n = 0.46$$

$$h_c = (3000) (1.62) (0.8) (0.46).$$

$$= 17.90 \text{ B.t.u./}(\text{hr}) (\text{oF}) (\text{pies})^2.$$

$$t_w = \frac{(1790) (237) + (83) (160)}{1790 + 83}$$

$$t_w = 234 \text{ oF.}$$

Es bastante aceptable que tomemos una área externa de los tubos de 3200 pies².

Se tiene 2.01 pies/pies² de área externa.

Longitud total de tubo:

$$(3200) (2.01) = 6432 \text{ pies.}$$

Longitud de cada tubo.

$$\frac{6432}{96} = 67 \text{ pies.}$$

$$= 804 \text{ pulg.}$$

La solución sería:

Dos calentadores.

Long. de tubo 11 pies.

3 Pases.

LINEA DE VAPOR

Volumen específico del vapor.

$$17.1 \frac{\text{pies}^3}{\text{lb}}$$

Volumen que pasa.

$$\frac{(17300) \cdot (17.1)}{3600} = 82.4 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

Tubería de 6 pulg. standard.

Diámetro externo: 6.625 pulg.

Diámetro interno: 6.065 pulg.

Sección interna: $28.89 \text{ pulg}^2 = 0.201 \text{ pies}^2$.

$$\text{Velocidad: } \frac{82.4}{0.201} = 410 \text{ pies/seg.}$$

La velocidad del vapor para cada calentador es de 205 pies/seg

SALIDA DE CONDENSADO

La tubería de salida es de 2' / 2 standard.

Diámetro externo = 2.875 pulg.

Diámetro interno = 2.469 pulg.

Sección interna = $4.788 \text{ pulg}^2 = 0.0332 \text{ pies}^2$.

Volumen de condensado:

$$\frac{17300}{(2) \cdot (59.1) \cdot (3600)} = 0.0406 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Velocidad } \frac{0.0406}{0.0332} = 1.22 \text{ pies/seg.}$$

Esta velocidad se encuentra dentro los límites que recomiendan los constructores de equipo.

AISLAMIENTO DEL EQUIPO

Con el fin de evitar en lo mayor posible que se pierda calor através del equipo, se coloca una capa aislante que reviste a toda la superficie externa.

Suponemos que el calor que se trasmite al aislante se hace principalmente por conducción. También suponemos que la resistencia que puede oponer la película de condensado, así como el metal, para el paso de calor es muy pequeña en comparación con el calor que se trasmite en el aislamiento.

Para saber cual es el espesor del aislamiento más conveniente desde un punto de vista económico, tenemos que tomar en cuenta el costo del calor que se pierde y el costo del aislamiento. Primeramente es necesario saber cual es la cantidad de calor que se pierde según sea el grueso del aislamiento.

Se tiene la ecuación de transmisión por conducción en superficies alíndricas:

$$Q_a = \frac{K 2\pi l (t_s - t_a)}{23 \log. \frac{r_2}{r_1} + \frac{K}{h_t r_2}} \dots \dots \dots (45)$$

En donde:

Q_a = Rapidez de calor perdida en el aislamiento, B.t.u./hr.

K = Conductibilidad térmica del aislante a una temperatura media, B.t.u./ (pies) (hr) (oF).

r_1 = Radio interno del aislante, pies.

r_2 = Radio externo del aislante, pies.

t_s = Temperatura de la superficie que se cubre con el aislante, oF.

ta = Temperatura del aire en el aislante, oF.

l = Longitud de la superficie cilíndrica, pies.

ht = Coeficiente combinado por convección y radiación de la superficie de aislamiento, B.t.u./ (pies²) (hr) (oF).

Los valores de ht son calculados suponiéndose una temperatura razonable de la superficie y si se quiere más precisión, el resultado obtenido se somete a "prueba y error".

Entonces se tiene que para un aislante de una pulg.:

ts = 237 oF.

ta = 70 oF.

Temperatura de la superficie del aislante: ts' = 127 oF (Valor supuesto).

Temperatura media del aislante:

$$\frac{127 + 237}{2} = 181 \text{ oF.}$$

Los constructores recomiendan un aislante que se compone de 85% de magnesio y 15% de asbesto.

Según la temperatura media: K = 0.0406

r₁ = 22.5 pulg.

r₂ = 23.5 pulg. = 1.96 pies.

ht llega a ser la unidad cuando el diámetro es grande.

Por medio de la ecuación (45).

$$\begin{aligned} Q_a &= \frac{(0.0406) (2) (3.14) (11) (237-70)}{(2.3) \log. \frac{23.5}{22.5} + \frac{0.0406}{1.96}} \\ &= 7280 \text{ B.t.u./hr.} \end{aligned}$$

Ahora se comprueba si ts' estuvo bien supuesto por medio de ecuación:

$$Q_a = ht A (ts' - ta).$$

$$ts' = \frac{Q_a}{ht A} + ta \dots \dots \dots (46)$$

$$A = \frac{(45) (II) (3.14)}{12} = 129 \text{ pies}^2.$$

$$ts' = \frac{7280}{129} + 70$$

$$= 127 \text{ oF.}$$

Para un aislante de 2 pulg.

Si: $ts' = 104 \text{ oF.}$

$$\frac{104 + 237}{2} = 171 \text{ oF. ; } K = 0.04042$$

$$r_2 = 24.5 \text{ pulg.} = 2.04 \text{ pies.}$$

$$Q_a = \frac{(0.04042) (2) (3.14) (II) (237-70)}{(2.3) \log. \frac{24.5}{22.5} + \frac{0.04042}{2.04}}$$

$$= 4440 \text{ B.t.u./hr.}$$

Comprobando:

$$ts' = \frac{4440}{129} + 70$$

$$= 104 \text{ oF.}$$

Para un aislante de 3 pulg.

Si $ts' = 95 \text{ oF.}$

$$\frac{95 + 237}{2} = 166 \text{ oF ; } K = 0.0403$$

$$r_2 = 27.5 \text{ pulg} = 2.29 \text{ pies.}$$

$$Q_a = \frac{(0.0403) (2) (3.14) (11) (237-70)}{(2.3) \log. \frac{25.5}{22.5} + \frac{0.0403}{2.123}} = 3250 \text{ B.t.u./hr.}$$

Comprobando:

$$ts' = \frac{3250}{129} + 70$$

$$= 95 \text{ oF.}$$

El dato que se puede obtener con respecto al valor del calor que se pierde no es muy exacto; resume todos los costos de la fabricación de vapor apreciados de una manera superficial y se refieren a la caldera, agua combustible, mano de obra y añadido a todo esto, eficiencia.

Según lo anterior la estimación que se hizo fué de \$ 30.00 / 10⁶ B.t.u.

Suponemos que va a trabajar durante 7 meses o sean 5040 horas.

Cuando el aislante es de una pulgada.

Calor que se pierde: (7280) (5040) = (36.7) (10)⁶ B.t.u.

Costo de ese calor: (36.7) (30) = \$ 1101.00

Cuando el aislante es de 2 pulg.

Calor que se pierde: (4440) (5040) = (22.4) (10)⁶ B.t.u.

Costo de ese calor: (22.4) (30) = \$ 672.00

Cuando el aislante es de 3 pulg.

Calor que se pierde: (3250) (5040) = (16.4) (10)⁶ B.t.u.

Costo de ese calor: (16.4) (30) = \$ 492.00

Con estos tres valores se puede trazar una curva y llevarla a una gráfica en donde las ordenadas representan el costo anual y las absisas el espesor del aislante. Se puede trazar otra curva en la misma gráfica que nos representa los cargos fijos sobre el ais-

lante, según sea su espesor.

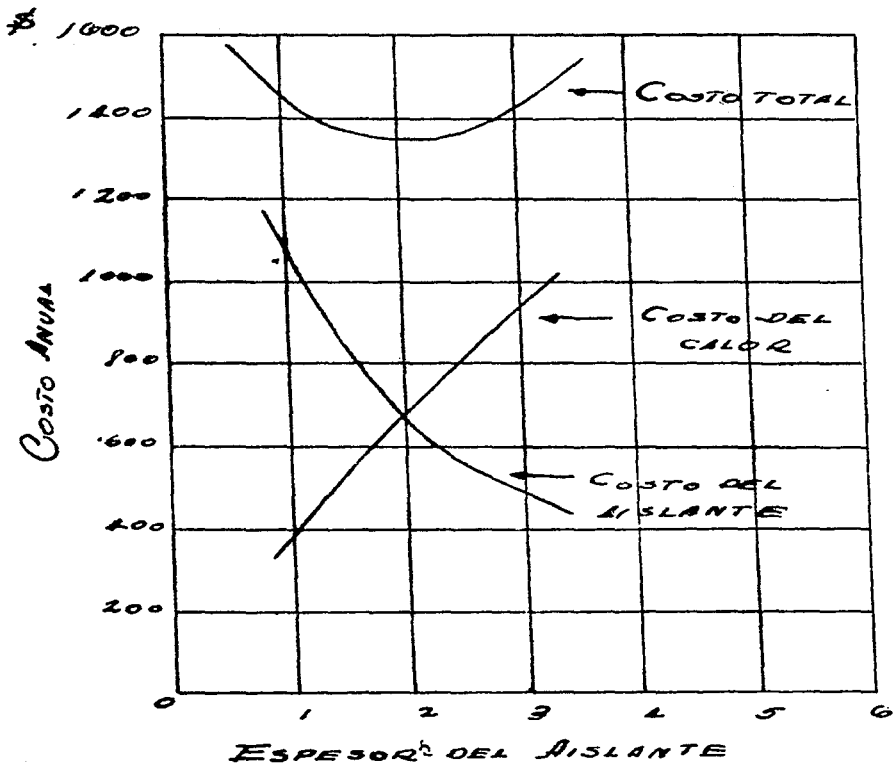
El material aislante es de piezas que tienen 6 por 36" y de un grueso variable.

Para saber que cantidad de aislante se necesita para forrar el equipo, se hace un cálculo bien sencillo y no tiene importancia detallarlo.

La cotización que se tiene de este aislante, incluyendo fletes y mano de obra en número redondos es la siguiente:

| | |
|-------------------------------|-----------|
| Cuando es de 1 pulg.: | \$ 390.00 |
| Cuando es de 1 1/2 pulg | \$ 530.00 |
| Cuando es de 2 pulg. | \$ 680.00 |
| Cuando es de 3 pulg. | \$ 950.00 |

Una vez que se tienen graficadas estas dos curvas se suman y el resultado es una nueva curva que representa el costo total. El punto de la curva que tenga ordenada mínima nos dará el espesor más económico. La figura No. 5 nos indica estas curvas y se ve claramente que el aislante que se busca sería de 2 pulg. de espesor.



CAPITULO VI.

DISEÑO DEL EQUIPO

Para hacer un buen diseño es necesario que el equipo llene todas las necesidades para el proceso para el cual va a ser empleado. Por ejemplo, debemos de fijarnos en que condiciones se va a trabajar, que propiedades tienen las sustancias que se van a manejar; para que así se le dé la construcción más adecuada. En caso que se trabaje más o menos un tiempo largo es necesario hacerle una limpieza o alguna reparación; para ello se necesita que el equipo esté lo más accesible para que el operario pueda obrar rápidamente.

Se necesita también, darle un tamaño conveniente de acuerdo co nel lugar donde va ser colocado y principalmente hay que tomar en consideración que de acuerdo con su tamaño es su costo.

Se consultó a las casas que se dedican a construirlos para que dieran la cotización y a la vez que surgieran lo más justo dado su gran experiencia y la conclusión a que llegamos fué la siguiente:

Antes ya habíamos dicho que íbamos a adaptar dos cambiadores en serie. Cada unidad llevaba 288 tubos de cobre en total; cada pase de tubo iba a llevar 96 tubos o sean tres pases. Cada tubo era de 11 pies de largo y de 1 1/2 pulg. std. de diámetro.

La entrada y salida de jugo era de 5 pulg. std. La entrada de vapor de 6 pulg. std. y la salida del vapor condensado de 2 1/2

pulg. std.

Ahora, bien, como el vapor siempre viene acompañado de unos gases incondensables, entre los cuales casi siempre es aire, conviene eliminarlos constantemente para que no bajen el valor del coeficiente de trasmisión de calor del lado del vapor, para esto lleva una salida de una pulgada. Debe de ser esta salida lo más reducida para que al dar salida no baje demasiado la presión.

La entrega de vapor puede hacerse en ciertos casos, abriendo totalmente la válvula de control, haciendo que el impacto sea directo en contra de los tubos y que con el tiempo los tubos se vayan destruyendo; para evitar esto se adaptará un baffle de impacto como se encuentra en la Fig. No. 6. El material es una lámina de 1/2 pulg. de acero.

Los tubos están rodeados por medio de un cilindro que los americanos le llaman "shell". El material de que se puede hacer es rolled steel, debido a que presenta una magnífica resistencia a la corrosión y a su fabricación fácil. Va a tener un diámetro interno de 48 pulg. Debido a que se va a trabajar con vapor de baja presión, un espesor de 1/2 pulg. es lo suficientemente bueno.

Los tubos pueden ser insertados en una brida de acero de 1 pulg. Las tapas también pueden ser de acero de 1 pulg. y se hacen de tal manera que puedan girar sobre unos goznes; así pueden destaparlos con la mayor facilidad cuando haya necesidad de desincrustar el interior de los tubos o hacer alguna reparación. Los cabezales van a ir sujetos con tornillos de una pulgada; los demás detalles pueden apreciarse en la misma figura.

El tambor así como los tubos por efecto del calor van a sufrir un expansionamiento, con tal motivo es necesario que se les de cierta elasticidad pues de lo contrario se podría romper el aparato. Este fin se logra mediante el diseño de la Fig. No. 6 (a), en el cual un anillo de acero o hule dan esa elasticidad de seda. La brida donde van incertados los tubos y el tambor se deslizan libremente además una de las bases para sostener toda la unidad no se fija.

Los tubos no llevan ningún baffle pues o que se trata de va-

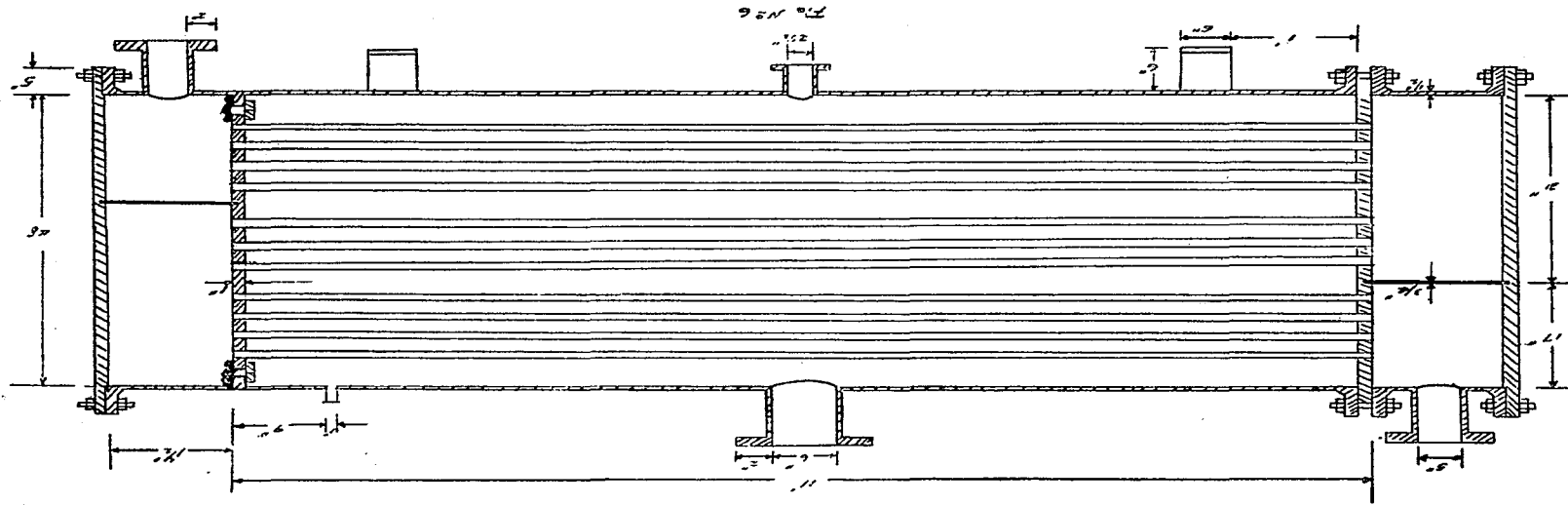
por que condensa a la misma temperatura, según se explica en el capítulo IV.

Con el objeto de que los tubos ocupen menor superficie, la distribución que se hace de ellos es en "tresbolillo", las dimensiones pueden verse con toda claridad en la Fig. No. 7.

El jugo de caña es un líquido que fácilmente incrusta los tubos y después de algún tiempo de trabajo, como una semana, es necesario hacerles una limpieza, pues ya la eficiencia ha bajado mucho en el equipo; lo más indicado para hacer ésto, es requemarlos previamente para luego recircular una solución de ácido clorhídrico o sosa cáustica como al 10%, para luego después rasquetarlos por medio de escobellones de acero. La limpieza que se logra de esta manera es fácil y bastante eficiente.

Si por alguna circunstancia hay necesidad de trabajar con una sola unidad, se puede hacer el aislamiento de la otra unidad fácilmente haciendo las conexiones de los dos calentadores como lo muestra la fig. 8. La misma figura nos indica la circulación del ácido clorhídrico diluido.

Con todos los detalles del diseño que se acaban de exponer, la cotización que se tuvo de las dos unidades en serie incluyendo costos por flete y aislamiento fué de \$ 33,000.00'.



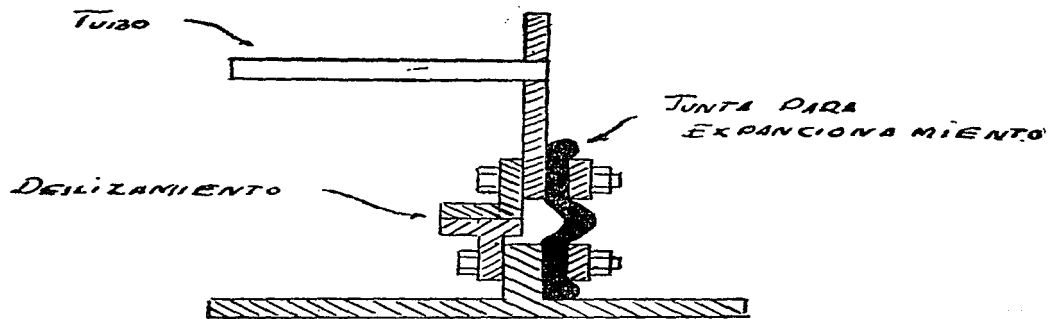


FIG. N° 6 (a)

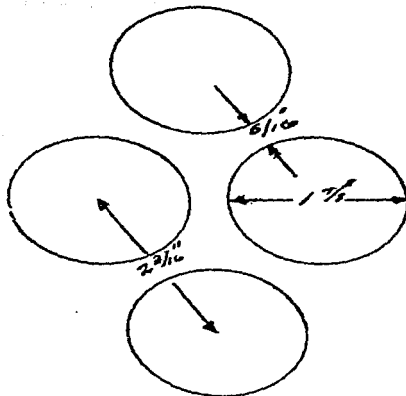


FIG NO 7

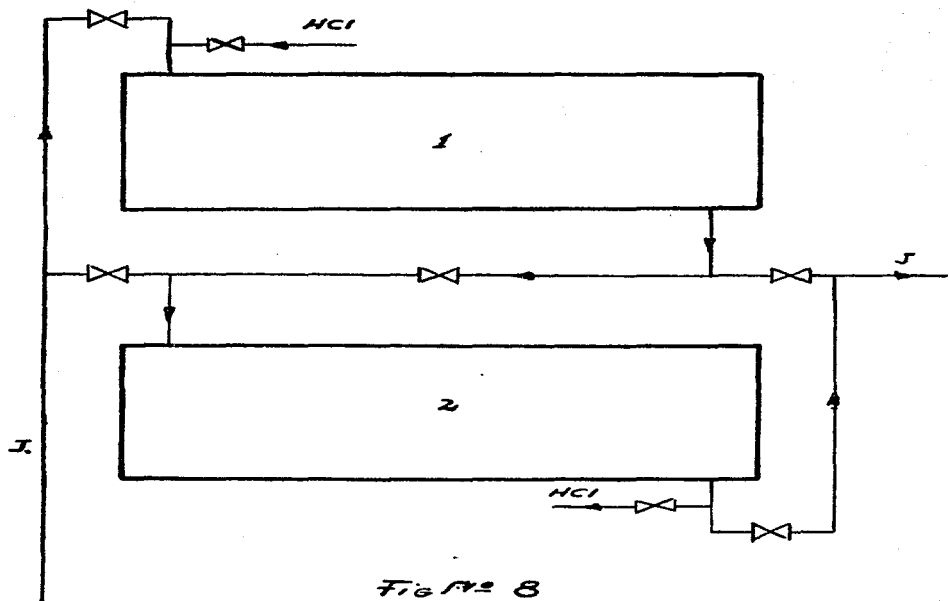


Fig No 8

CAPITULO VII.

CONCLUSION

- 1.—Vimos en el Capitulo V el estudio referente al aislamiento. El estudio económico del proyecto más bien se refiere a ésto.
- 2.—Es muy aconsejable la realización de este proyecto.

BIBLIOGRAFIA

- Perry H. John.—Chemical engineers' handbook. 1941.
- McAdams H. William.—Heat trasmission. 1942.
- Stoever J. Herman.—Applied heat trasmission. 1941.
- Tromp L.—Machinery and equipment of cane sugar factory. 1946.
- Badger Walter and L. McCabe W.—Elementos chemical engineering. 1937.
- Spencer Guilford L. and Meade P. George.—Cane sugar handbook. 1945.
- Walker H. Williams.—Principles of chemical engineering. 1937.
- Brown I. Aubrey and Marco M. Salvatore.—Introduction of heat transfer. 1942.
- Dodge F. Barnett.—Chemical engineering thermodynamics. 1947.
- Croft Terrell.—Steam Boilers. 1937.
- Barnard William, Ellenwood Frank and Hirshfeld Clarence.—Heat Power Engineering. Part III.