UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

" REACONDICIONAMIENTO EN LA INSTALACION DE UN SISTEMA DE EVAPORACION A DOBLE EFECTO"

LUCIA ARCINIEGA CARRILLO

INGENIERIA QUIMICA

I 9 6 7

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TESIS

LUCIA ARCINIEGA CARRILLO

MEXICO D. F.

1967

A MIS PADRES Y HERMANOS

PRESIDENTE Prof: ALBERTO BRENAUNTZ H.

VOCAL " : GUTBERTO BANIRBE C.

SECRETARIO " : JULIO CORDERO O.

1er. SUPLENTE : JUAN MANUEL BRAVO L.O.

2do. SUPLENTE : GERMAN OLEASON A.

Sitio donde se desarrolló el tema: Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Química de la U.N.A.M.

SUSTENTANTE: Lucía Arcinlega Carrillo

ASESOR: Ing. Quím. Julio Cordero

SUPERVISOR TECNICO: Ing. Quím. Gutberto Ramírez

C O N T E N I D O

I INTRODUCCION

En el laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Química de la U.N.A.M., se cuenta con un sistema de evaporadores a doble efecto, cuya característica fundamental estriba en que están dotados de una caja de sal la cual permite llevar la operación a límites en los que se alcanse la cristalización de los materiales disueltos. Ahora bien, habiéndose presentado deficiencias en la operación de éste sistema, se trataron de resolver, en la medida de las posibilidades con que se contaron, efectuando un reacondicionamiento.

Las modificaciones efectuadas provienen de las observaciones hechas al tratar de concentrar una mezcla de glicerina, sal y agua procedente de la hidrólisis de las grasas y aceites, la que se utilizó debido a que el equipo en cuestión se adapta a este tipo de soluciones con dos solutos, uno de los cuales se precipita y el otro queda en una solución más concentrada con el remanente del que ha precipitado.

El trabajo se encaminó principalmente hacia la resolución de los diversos inconvenientes observados y que se originaron principalmente en algunas fallas de carácter mecánico que impedían la realización de la práctica

específicamente propuesta para aprovechar éstos evaporadores con fines didácticos.

II GENERALIDADES

Evaporación es la operación unitaria que tiene por objeto la separación por vaporización de un material volátil de otro no volátil, cuando el vapor formado no tiene valor en comparación con el residuo, excepto quizás por su contenido de calor.

Los procesos de evaporación se limitan en la práctica a soluciones acuosas de sustancias solubles, sólidas o líquidas.

Para llevar a cabo la evaporación es necesario:

a) Suministrar el calor necesario a la solución para dar a las moléculas la energía cinética suficiente para producir la vaporización, y

b) Eliminar el vapor producido impidiendo su acumulación.

La rapidez de evaporación y por lo tanto, la capacidad de un evaporador, así como la de cualquier aparato en el que se tenga transferencia de calor está dada por la siguiente fórmula:

$$Q / \theta = U A \Delta T$$

En donde :

Q/θ = Cantidad de calor transmitido, en BTU/hr.

A = Area media de la superficie de calentamiento, en pies^2

U = Coeficiente total de transmisión de calor, que se puede determinar experimentalmente o estimar según las resistencias al flujo de calor, en BTU/hr°Fpie^2

ΔT = Diferencia de temperaturas entre la temperatura del medio que va a efectuar el calentamiento y la de ebullición del líquido que se va a evaporar, $(T - t_0)$ en °F.

El calor puede suministrarse a la solución por contacto directo de ésta con la fuente productora de calor o por transmisión a través de una pared sólida.

La mayor parte del equipo industrial pertenece al segundo caso y generalmente el medio de calentamiento empleado es vapor saturado debido a las ventajas que presenta.

En general, las condiciones en las que la evaporación se lleva a cabo en la práctica son muy variadas y, dependiendo de las propiedades de las soluciones por evaporar, se utilizan diferentes tipos de construcción mecánica en los evaporadores.

En el caso presente, para tener bien definido el problema que se trató y justificar las modificaciones que se realizaron, es conveniente conocer la solución y el equipo de evaporación que se emplearon.

Solución empleada.-

Las lejías de jabón que resultan de la saponificación de las grasas con soluciones alcalinas de diferentes concentraciones, tienen una composición variable que depende de la calidad de las grasas empleadas y de la técnica en la fabricación del jabón.

La reacción que se efectúa es la siguiente:

$$\begin{array}{l} CH_2 - COOR \\ | \\ CH - COOR \\ | \\ CH_2 - COOR \end{array} + 3\ NaOH \longrightarrow 3\ RCOONa + \begin{array}{l} CH_2 - OH \\ | \\ CH - OH \\ | \\ CH_2 - OH \end{array}$$

Glicérido — sosa — jabón — Glicerina

R es un resto de cadena hidrocarbonada que puede ser saturada o no saturada dependiendo del aceite o grasa de que se trate.

Una vez terminada la reacción, que se verifica con rapidez si existe un ligero exceso del álcali, se agrega cloruro de sodio con objeto de precipitar el jabón y separarlo de la capa acuosa que contiene los licores de glicerina.

La solución acuosa está formada normalmente por 10 a 15 % de glicerina, 8 a 20 % de cloruro de sodio, pequeñas cantidades de jabón disuelto y otras impurezas orgánicas.

Antes de someterse a evaporación éstas soluciones son tratadas químicamente a fin de eliminarles las impurezas orgánicas. Después de haber sido tratados los licores de glicerina, son concentrados por evaporación hasta obtener una solución conteniendo aproximádamente 80 % de glicerina, 7 % de agua y volátiles y 13 % de impurezas no volátiles.

Generalmente ésta evaporación se lleva a cabo en evaporadores de circulación natural, trabajando al vacío y utilizando vapor de baja presión como medio de calentamiento. Se emplean evaporadores de tubos cortos verticales, el vapor se condensa en el exterior de los tubos cediendo su contenido de calor y ocasionando una circulación natural del líquido dentro de los tubos. En el fondo del evaporador existe una caja de sal donde se va depositando ésta a medida que se concentra la solución. Posterior a la evaporación se efectúa la destilación de la glicerina, la cual consiste en eliminar las impurezas restantes destilando al vacío con arrastre de vapor.

Equipo.-

La concentración de lejías se lleva a cabo en evaporadores de doble o simple efecto. El uso de aparatos de múltiple efecto determina en trabajo normal un ahorro de energía calorífica, pero a la vez ocasionan mayores-

gastos por la inversión en el equipo, mano de obra, reparación, etc. En cambio el evaporador de simple efecto consume mayor cantidad de vapor para una misma cantidad de glicerina cruda producida, pero su costo de adquisición es menor.

El equipo de evaporación empleado consta fundamentalmente de las siguientes partes:

1.- Evaporadores.- Dos vasos de fierro fundido dotados con calandria de 28 tubos de 1 1/2 pulg. de diámetro exterior y 21 pulg. de longitud, el diámetro de cada calandria es de 16 pulg. y el espesor de las chapas de los tubos es de 3/4 pulg. La línea de descarga de los vapores tiene un diámetro de 4 pulg., cuentan con niveles de cristal para el condensado de cada calandria y para el licor a través de todo el vaso.

La caja de sal acoplada al segundo efecto tiene las siguientes características: construida de fierro fundido de 15 pulg. de altura y 25 pulg. de diámetro, comunicación de 4 pulg. con el vaso, línea de carga de vapor directo y de aire comprimido, descarga del líquido a través de una línea de 1 pulg. de diámetro, provista en el fondo de una placa metálica perforada para evitar los arrastres de sal durante el secado.

2.- Tanques de solución diluida y solución concentrada.- Estos tanques son de fierro con una capa

cidad de 200 litros. El tanque de solución diluida está provisto de un agitador accionado por un motor eléctrico de 1-H.P. de potencia y 1400 R.P.M. flecha vertical. Ambos tanques están conectados a la bomba de licor diluido; al tanque de licor diluido se le puede enviar el licor concentrado y los condensados, al otro tanque le llega una línea de agua cruda, así como la solución que proviene del secado de la sal.

3.- Condensador de las vaporizaciones.- El condensador de las vaporizaciones trabaja comúnmente a vacío y logra la condensación circulando agua fría que le sirve como medio de enfriamiento. Los condensados se colectan en un tanque situado inmediátamente abajo y con el cual se encuentra comunicado por una línea de 2 pulg. de diámetro. La conexión con los pasos es por medio de una línea de 4 pulg. de diámetro, cuenta con 139 tubos de cobre de 5/8 pulg. de diámetro exterior y 30 pulg. de longitud.

4.- Acumulador de condensaciones del condensador tubular.- Es un tanque horizontal, las dimensiones de la parte cilíndrica son 25 pulg. de diámetro y 48 pulg. de longitud. Conexión de 2 pulg. de diámetro a la bomba que desaloja éstas condensaciones, conexión de 1 1/4 pulg. de diámetro al sistema de vacío, tubo de cristal indicador de nivel y línea de 2 pulg. de diámetro por donde-

recibe los condensados del condensador tubular.

En éste tanque acumulador se hace el vacío que gradualmente se extiende al resto del equipo.

5.- Acumuladores de condensaciones del vapor de calentamiento.- Se cuenta con cuatro tanques acumuladores, dos para cada vaso y dos para el precalentador de solución diluida. Los cuatro primeros están dotados de una línea de igualación de presiones y una línea de recolección de condensados, ambas de 1/2 pulg. de diámetro; los otros dos sólo cuentan con una línea de recolección de condensados. Las dimensiones de éstos tanques son 16 pulg. de diámetro y 30 pulg. de altura. Todos los tanques están comunicados a la bomba que envía los condensados al tanque de alimentación de agua de la caldera, cada uno está provisto de indicador de nivel y de válvula de venteo.

6.- Sistema de precalentamiento de solución diluida y enfriamiento de solución concentrada.- Este sistema consta de tres cambiadores de calor con las siguientes características: dos cambiadores con coraza de 2 pulg. de diámetro exterior y 36 pulg. de longitud, dos pasos por los tubos y un paso por la coraza. Un precalentador con diámetro de 3 pulg. normal en la coraza, dotado de 12 tubos de cobre de 1/2 pulg. de diámetro exterior, dos pasos por los tubos y uno por la coraza, entrada de 1/2 pulg. para el va-

por y descarga del condensado por una línea de 1/2 pulg., la solución va por el interior de los tubos.

De los dos primeros, uno de utiliza como cambiador y en él intercambia calor la solución concentrada caliente y la solución diluida fría, ambas salen a temperaturas medias, la solución diluida termina de precalentarse en el precalentador con vapor directo de la caldera, y la solución se enfría totalmente en el enfriador con agua, que es el fin al que se destina el otro cambiador de 2 pulg. de diámetro en la carcasa, como ya se indicó; el precalentador eleva la temperatura de carga de licor diluido a base de vapor directo de la caldera cuyo flujo es controlado por medio de un controlador neumático y de una válvula de diafragma.

7.- Bombas.- Bomba de licor diluido; de turbina de 1 X 1 pulg. acoplada a un motor eléctrico de 1/4 de H.P., 220 volts trifásico, 1625 R.P.M., con una línea de descarga para llevar la solución del tanque de licor diluido al primer efecto del sistema de evaporación.

Bomba de paso; con las mismas características de la anterior y transporta la solución semiconcentrada al segundo efecto.

Bomba de licor concentrado; bomba centrí-

fuga de impulsor semiabierto, de 1.5 H.P. y 3550 R.P.M., la cual descarga la solución concentrada al tanque de licor concentrado.

Bomba de condensados del vapor del segundo efecto; bomba de triple impulsor abierto de 1.5 H.P. y 3550 R.P.M. 50 ciclos trifásico. Mueve los condensados de las evaporaciones.

Bomba de condensados; con las mismas características de las dos primeras bombas, mueve los condensados del vapor de calentamiento, enviándolos al tanque de alimentación de agua de la caldera.

Bomba de vacío.- Presión absoluta mínima de 3 pulg. accionada por un motor de 2.7 H.P. y 715 R.P.M.

9.- Caldera.- La caldera es de tubos de humo, con potencia de 50 c.v., presión máxima de 135 lb/pulg^2 a manejarse con 220 volts, tres fases, 50 ciclos y 7500 pies de altitud.

Instrumentos de medición y control.-

El equipo está provisto de tres rotámetros todos ellos de las mismas características, con capacidad máxima para determinar un flujo de 10 lts/min. Uno para licor diluído, otro para licor concentrado y uno más para el -

fuga de impulsor semiabierto, de 1.5 H.P. y 3450 R.P.M., la cual descarga la solución concentrada al tanque de licor concentrado.

Bomba de condensados del vapor del segundo efecto; bomba de triple impulsor abierto de 1.5 H.P. y 3450 R.P.M. 60 ciclos trifásico. Mueve los condensados de las vaporizaciones.

Bomba de condensados; con las mismas características de las dos primeras bombas, mueve los condensados del vapor de calentamiento, enviándolos al tanque de alimentación de agua de la caldera.

Bomba de vacío.- Presión absoluta mínima de 3 pulg. accionada por un motor de 2.7 H.P. y 716 R.P.M.

D.- Caldera.- La caldera es de tubos de humo, con potencia de 60 c.v., presión máxima de 135 lb/pulg^2 a manejarse con 220 volts, tres fases, 60 ciclos y 7500 pies de altitud.

Instrumentos de medición y control.-

El equipo está provisto de tres rotámetros todos ellos de las mismas características, con capacidad máxima para determinar un flujo de 10 lts/min. Uno para licor diluido, otro para licor concentrado y uno más para el -

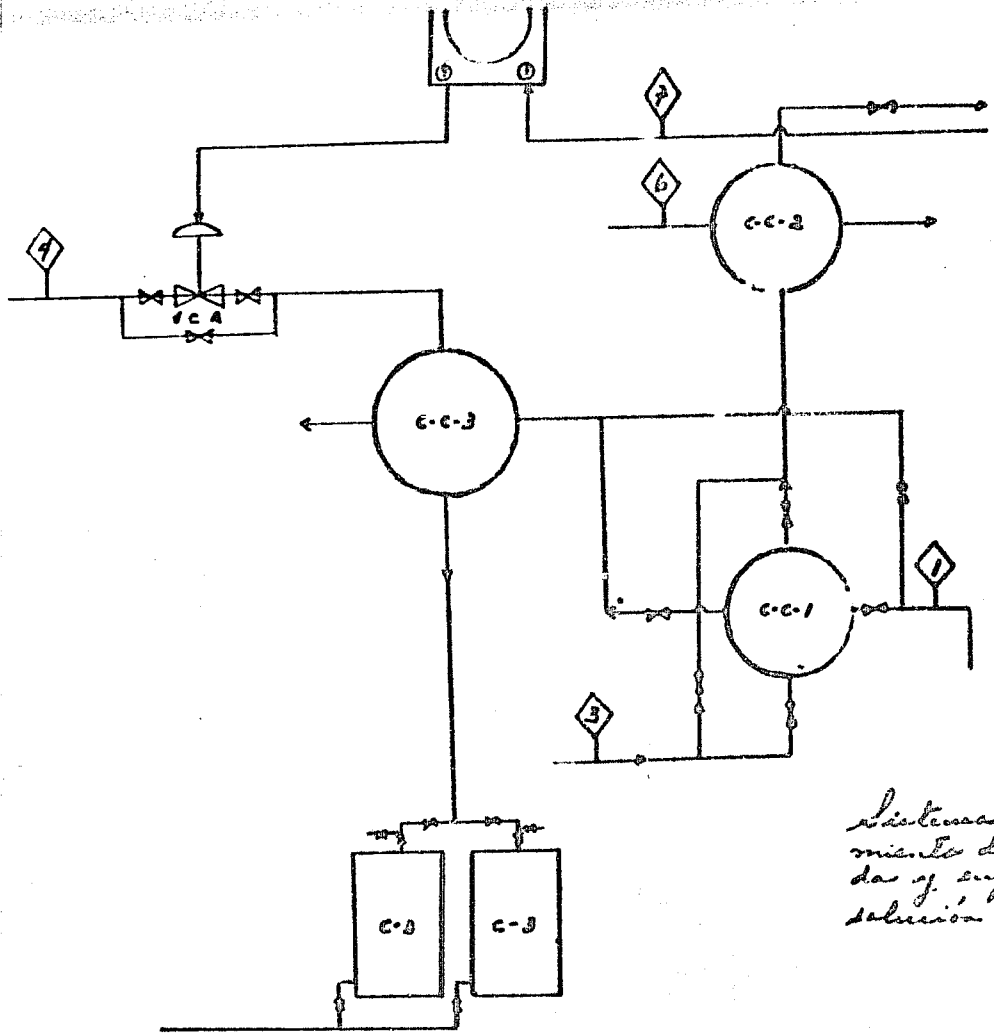
condensado de las evaporadoras del segundo efecto.

Seis manómetros, tres centralizados en el tablero de control y combinables de manera de obtener la información cuando se trabaja a doble efecto, un manómetro para la caja de sal, un manómetro en el espacio de vapor del segundo efecto y otro en la línea de vapor al precalentador.

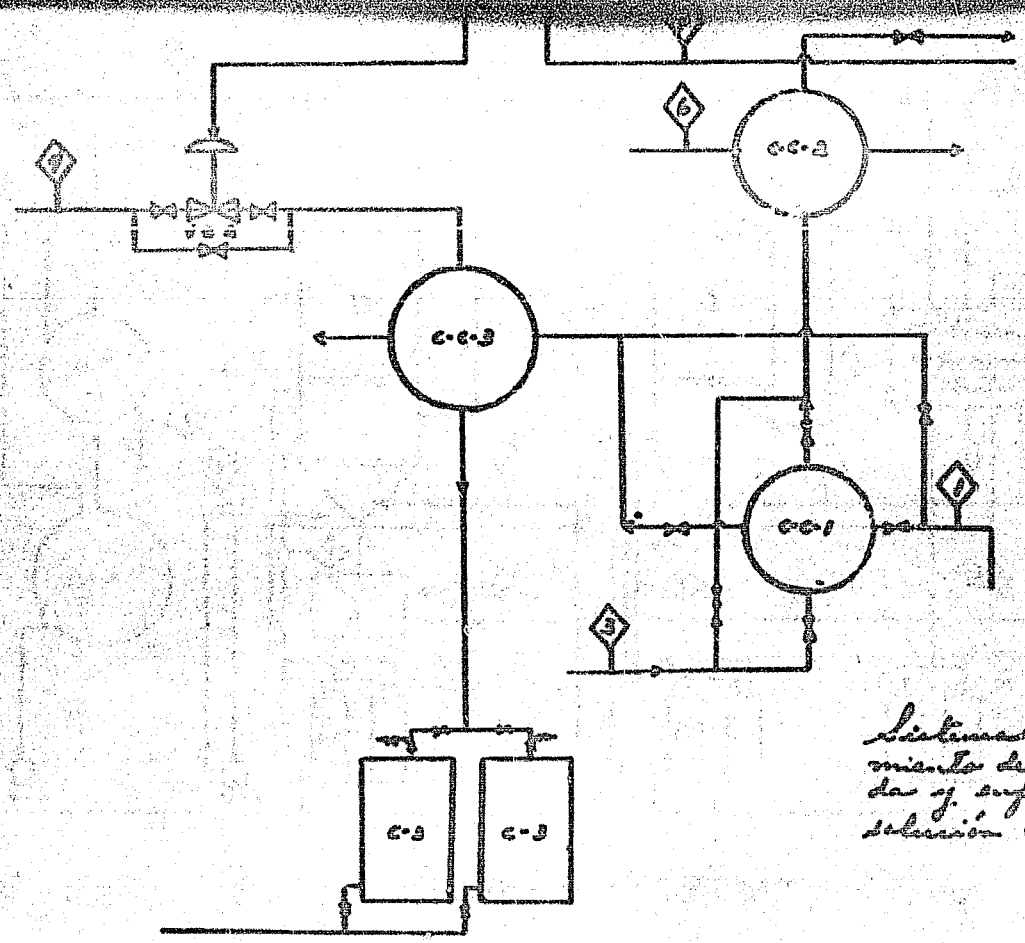
Cuenta también el equipo con 24 termopares distribuidos convenientemente y que envían señales de temperatura a un potenciómetro múltiple "Honeywell".

El control de la temperatura de carga de licor diluido se hace por medio de un controlador de temperatura marca "Honeywell", con una gama de medición de 0 a 100 grados centígrados. Sus planillas registran o indican la temperatura de la carga de alimentación y la temperatura del espacio de vapor del primer efecto. Solamente una de estas temperatura: es controlada neumáticamente por el instrumento, el cual recibe aire seco, filtrado y a una presión aproximadamente de 20 lb/pulg.^{2}.

A continuación se muestran los diagramas del equipo descrito.



Sistema de precalentamiento de solución diluída y enfriamiento de solución concentrada



Sistema de funcionamiento de potencia utilizada y suministro de solución concentrada

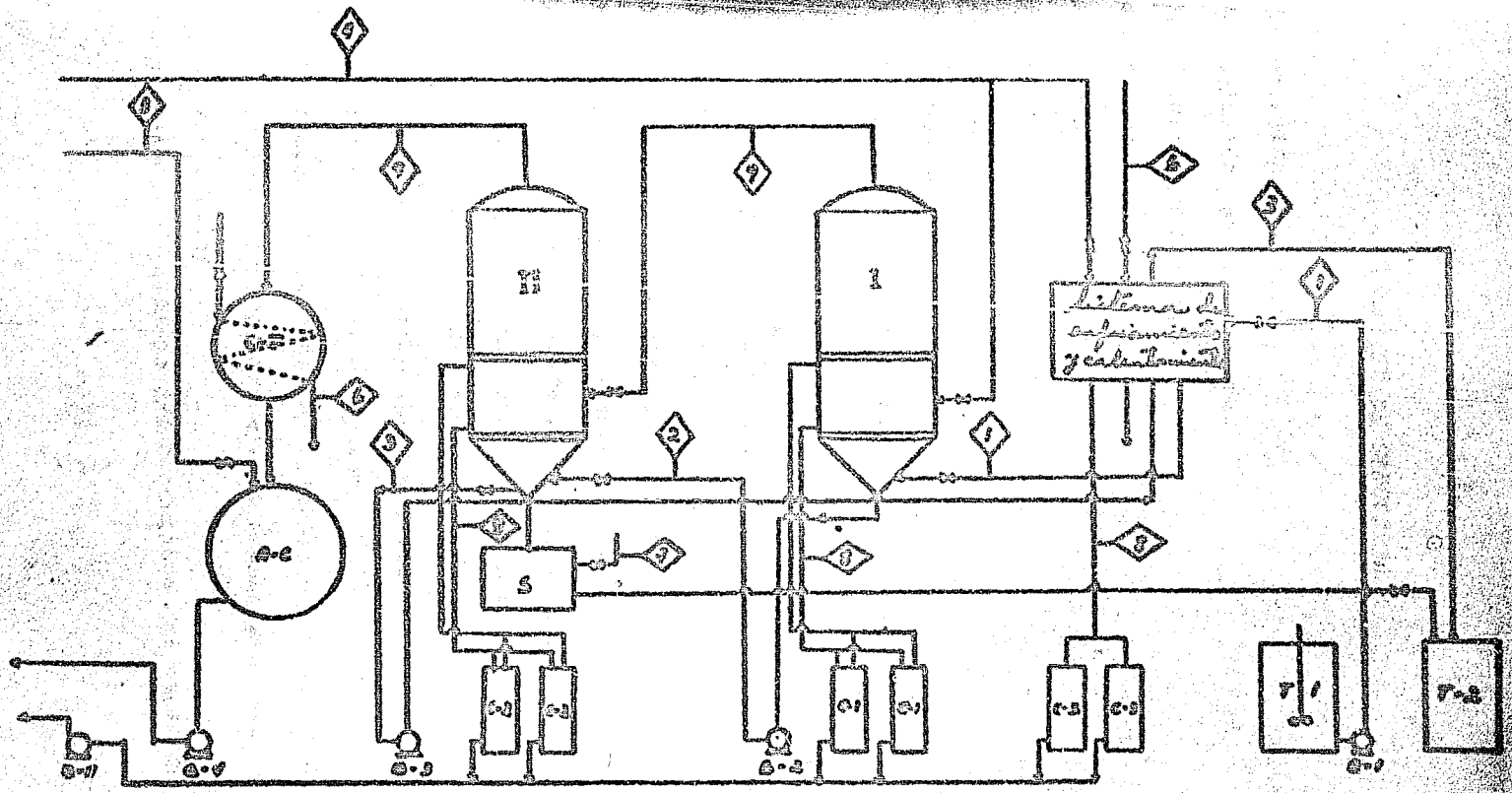


Diagrama de flujo

RELACION DE CIRCUITOS.

1.- Solución diluida.

2.- Solución semiconcentrada.

3.- Solución concentrada.

4.- Vapor.

5.- Vacío.

6.- Agua.

7.- Aire.

8.- Condensados.

9.- Vaporizaciones producidas.

A - C Acumulador de condensaciones del condensador tubular.

B - 1 Bomba para solución diluida.

B - 2 Bomba para solución semiconcentrada.

B - 3 Bomba para solución concentrada.

B - 4 Bomba para los condensados acumulados en A - C.

B - 5 Bomba para los condensados acumulados en los tanque - C - 1, C - 2 y C - 3.

C - 1 Tanques colectores del condensado del vapor de calentamiento del primer efecto.

C - 2 Tanques colectores del condensado del vapor de calentamiento del segundo efecto (vaporizaciones del pri - mer efecto).

C - 3 Tanques colectores del condensado del vapor de calen-

tamiento del cambiador de calor C-C-2

C-C-1 Cambiador de calor entre solución concentrada y agua.

C-C-2 Cambiador de calor entre solución diluida y vapor.

C-C-3 Cambiador de calor entre solución diluida y solución concentrada.

C - T Condensador tubular para las vaporizaciones del segundo efecto y del tanque de autoevaporación.

E - 1 Evaporador primer efecto.

E - 2 Evaporador segundo efecto.

S Caja de sal.

T - 1 Tanque de solución diluida

T - 2 Tanque de solución concentrada

V C A Válvula neumática de control automático.

III FACTORES PRINCIPALES QUE INTERVIENEN EN LA EVAPORACION.

En la evaporación intervienen tantas variables, que llegar a la determinación del conjunto de valores que fijen condiciones ideales óptimas, es un problema sumamente complejo y sus resultados posiblemente no se adopten a los problemas reales de la industria.

Afortunadamente, esta operación ha sido ya bastante estudiada en muchas de sus partes, sobre todo en aquellas de carácter general, de manera que en este capítulo sólo se fijarán los factores que se deben tener en cuenta para obtener una mejor operación.

La capacidad de un evaporador, como la de cualquier aparato de transmisión de calor, está dada por la siguiente fórmula:

$$Q/\theta = U A \Delta T$$

en donde:

Q/θ = Cantidad de calor transmitido en BTU/hr.

A = Area media de la superficie de calentamiento en $pies^2$

U = Coeficiente total de transmisión de calor en $BTU/hr^{o}Fpie^{2}$.

ΔT = Diferencia de temperaturas entre el vapor de calentamiento y la temperatura de ebullición del líquido por evaporar.

Debido a que ya se cuenta con un determinado equipo, el área de transmisión de calor es un dato fijo, así que la capacidad Q/θ va a depender de U y ΔT.

Por lo tanto, los puntos a los cuales se les debe dar mayor importancia en la evaporación son

1.- Obtención de una eficiente transmisión de calor a través de la superficie de calentamiento.

El coeficiente de transmisión de calor U, es el factor determinante de la capacidad de transmisión de calor en un equipo dado suponiendo fijos los valores del área de calentamiento A y de la caída de temperatura ΔT entre el vapor que se condensa y el punto de ebullición del líquido que se concentra.

El coeficiente de transmisión de calor U, es igual a la inversa de las resistencias en serie que forman las diversas capas fluidas y sólidas desde el vapor de calentamiento hasta el líquido en ebullición.

Para simplificar el estudio y cálculo de U se ha supuesto que éste depende exclusivamente de la resistencia presentada por la película de líquido, en este caso particular de la lejía; tal suposición no lleva grandes errores, ya que la resistencia presentada por el lado del vapor varía entre 1/2000 y 1/3000, en cambio la resistencia presentada

por el líquido en evaporadores de circulación natural varía desde 1/1000 en equipos que trabajan con una ΔT no muy pequeña y evaporan líquidos no muy viscosos, hasta 1/50 en aquellos que trabajan con ΔT pequeña y concentran líquidos viscosos.

Para efectuar en una forma práctica el cálculo de U se ha establecido una fórmula que tome en consideración las variables principales que afectan al valor de la resistencia pared mencionada anteriormente, y se ha formado la siguiente ecuación empírica:

$$a\,U = a\,\Delta T^{b}$$

en donde a representa la viscosidad del líquido, ΔT la caída de temperatura entre el vapor que se condensa y el líquido contenido en el evaporador, a es una constante específica de cada evaporador y b se considera prácticamente constante para todos los líquidos y evaporadores.

Para referirse en concreto al caso de los evaporadores de lejías tratadas en un equipo dado hay necesidad de hacer una serie de experiencias que fijen prácticamente los valores de las constantes que son necesarias para este estudio.

Para obtener una mayor eficiencia en la transmisión de calor, es lógico variar de una manera conve-

niente los factores principales que intervienen en el valor de U.

Por ejemplo, al disminuir la viscosidad del líquido, aumenta favorablemente el coeficiente de transmisión de calor U. Como a disminuye al aumentar la temperatura de ebullición, el valor de U sufre un aumento por esta razón, pero al mismo tiempo el valor de la caída de temperatura tiende a ser menor afectando esta variación desfavorablemente en el valor del coeficiente de transmisión de calor.

Hay un par de valores correspondientes de a y ΔT (suponiendo fija la temperatura del vapor de calentamiento) que determina un máximo valor para U.

Hay otros factores que hacen variar las resistencias parciales y por lo tanto el valor del coeficiente total.

La resistencia presentada al flujo de calor por la capa de metal de que están constituidos los tubos de calentamiento, es tan pequeña comparativamente que en general se desprecia frente a la resistencia total, pero cuando se determinan incrustaciones de sales en los tubos o corrosión de los mismos, entonces el coeficiente de transmisión de calor disminuye a una cifra tal, que es incosteable seguir trabajando el equipo en esas condiciones.

La presencia de gases incondensables en la cámara de vapor de la calandria, determina un aumento en la resistencia del vapor y llega a veces a causar serias pérdidas en la capacidad del equipo. Por lo tanto, es indispensable estar eliminando continuamente los gases incondensables acumulados en la calandria.

La formación de sales por cristalización provoca un aislamiento de cierta porción del área de calentamiento, en los evaporadores de glicerina éste fenómeno tiene mayor importancia cuando en la purificación de las lejías se ha usado el método del sulfato de aluminio, por razón de que los sulfatos formados precipitan a concentraciones bajas y un gran número de cristales pequeños inutilizan apreciable porción del área de calentamiento.

Se evita en parte el fenómeno anteriormente mencionado, mediante una circulación natural del líquido y un amplio espacio para la sal en la parte inferior del evaporador.

2.- Separación efectiva del líquido y el vapor.-

Debido a que el objeto de la evaporación es la separación del soluto por vaporización del solvente, es importante evitar los arrastres de líquido en la corriente de vapor que sale del evaporador para que no se produzcan contamina

ciones del condensado y pérdidas del producto.

Ahora bien, puesto que tanto el agua como la glicerina son volátiles, la separación de ambos viene a ser propiamente un caso de destilación de dos líquidos mutuamente solubles en todas proporciones, siendo el agua el componente más volátil. Este hecho tiene su importancia desde el punto de vista de las pérdidas de glicerina por evaporación de la misma pues la presión a la que se haga hervir la solución debe ser tal que las pérdidas de glicerina sean mínimas.

Para investigar el contenido de glicerina en los vapores que se desprenden de una solución de glicerina en agua al 80% , supongamos primero que la solución se hace hervir a 760 mm. de Hg., en el libro "Glycerol and the Glycols" de Lawrie, se encuentra que una solución de 80% de glicerina en agua hierve a la presión atmosférica a 121°C y el vapor en equilibrio con una solución que hierve a esas condiciones contiene 0.27% de glicerina.

La misma solución, sólo que hirviendo a la presión absoluta de 32 mm. de Hg. tiene una temperatura de ebullición de 55°C y el vapor en equilibrio con ella contiene 7% de glicerina.

Esto significa por consiguiente, que se pierde menos glicerina por evaporación hirviendo la solución a la presión atmosférica que hirviéndola al vacío.

Sin embargo, la pérdida de glicerina por destilación es despreciable en comparación con otras pérdidas tales como el arrastre de pequeñas gotitas que son el resultado de la ruptura de las burbujas y representan más o menos el 5% del glicerol total procesado; otra causa de pérdidas se presenta cuando hay un cambio rápido del vacío, con lo que gran parte de la solución se autoevapora aumentando demasiado el nivel del líquido, debido a que su temperatura es mayor que el punto de ebullición correspondiente a esta baja presión.

Estas pérdidas pueden reducirse por medio de un espacio de vapor suficientemente grande y por medio de mamparas adecuadas sobre la calandria y finalmente por un separador efectivo. Este último generalmente consiste de una cámara cilíndrica a la que le entra vapor en forma tangencial. En el separador de tipo Flick el vapor entra tangencialmente cerca del techo y regresa por medio de un tubo que está en el centro del separador. Las gotas de licor se reunen en el fondo del separador y son reincorporadas al evaporador.

Por lo que respecta al deterioro de la solución, siempre que se evapora una solución de glicerina, ésta sufre una descomposición formando acroleína principalmente:

$$C_3H_5(OH)_3 \longrightarrow C_3H_4O + 2\,H_2O$$

La acroleína se polimerisa o reacciona con la glicerina formando cuerpos resinosos que impurifican el pro

dusto.

La cantidad de glicerina descompuesta es función de la temperatura, por lo que desde ese punto de vista es preferible efectuar la evaporación a baja presión.

3.- Establecimiento de los valores más adecuados de ciertas magnitudes de operación.-

Se refiere principalmente a

a) la presión de trabajo dentro del evaporador

b) la temperatura del vapor de calentamiento

c) la altura del líquido dentro de la calandria.

Aparentemente en la evaporación de un líquido cualquiera, mientras mayor es el vacío, con más las ventajas logradas en lo referente a capacidad del equipo, por el hecho de que aumenta la caída de temperatura.

Pero como ya se mencionó, también hay un incremento en la viscosidad del líquido que se concentra obrando esta variación desfavorablemente en el coeficiente de transmisión de calor. Un evaporador trabajando a 700mm. de Hg. de vacío puede tener menos capacidad que otro operando a 680mm. suponiendo fijas las demás condiciones del proceso.

El vacío óptimo de un equipo varía según el

tipo de evaporador usado, el líquido que se evapora y el costo de la generación del vacío.

También hay que tener en cuenta las ventajas logradas en la protección del producto cuando se trabaja a un alto vacío.

Respecto a la temperatura del vapor de calentamiento, teóricamente se debería de usar el valor más grande de éste, pues al hacerse mayor el valor de la diferencia de temperaturas ΔT, la capacidad del equipo también aumentaría.

La limitación del aumento en la temperatura del vapor estaría marcada por la resistencia del material usado en la calandria. La mayoría de los evaporadores para glicerina están construidos de fierro fundido y no soportan altas presiones.

También intervienen en el valor de la temperatura óptima del vapor, el costo de la generación de éste a alta presión y la utilización del vapor de escape (5 lb/pulg^2)

Lewis recomienda iniciar la operación a una presión de 5 lb/pulg^2 hasta llegar a la concentración del semi crudo y terminar la segunda fase de la operación a 25 lb/pulg^2 de presión.

Es de importancia también, el nivel del lí-

quido en el evaporador el cual tiene influencia sobre las siguientes magnitudes:

El coeficiente de transmisión de calor decrece sensiblemente al aumentar la altura del líquido, por el hecho de que la velocidad de circulación del mismo tiende a disminuir.

Al aumentar la altura de la columna, la presión media ejercida por sobre el líquido se hace mayor y por lo tanto el punto de ebullición sufre un aumento correspondiente.

Cuando la solución forma espuma en el evaporador (caso de las lejías) al aumentar el nivel del líquido dentro de éste, aumentan sensiblemente las pérdidas por arrastres.

En evaporadores de glicerina, cuando se trabaja a niveles bajos, hay peligro de que se sequen los tubos de la calandria ocasionando éste sobrecalentamientos impropios que causan deterioros del producto o incrustaciones en los tubos.

Para encontrar la altura del líquido más conveniente dentro del evaporador, es necesario tener en cuenta la influencia del mismo sobre los factores mencionados anteriormente.

d.- Por último, teniendo en cuenta las pur-

tos anteriores se adopta un sistema de trabajo que determina las mejores condiciones de operación. Por la razón de causar menos vigilancia y mano de obra se usa preferentemente operación continua en la evaporación. Pero cuando el producto es muy viscoso o por cualquier otra razón tiene un bajo coeficiente de transmisión de calor y la diferencia entre la concentración inicial y final es muy grande, se prefiere hacer uso de un sistema intermitente.

Lerrie recomienda la concentración de glicerina hasta centrada en operación continua, ya que como la viscosidad excesiva sólo aparece al haberse evaporado la mayor parte del agua, sólo a partir de ese punto se hace necesaria la operación en sistema intermitente, pudiendo producir continuamente líquido de una concentración intermedia a la cual el coeficiente de transmisión de calor no es muy bajo. Al finalizar la concentración en sistema intermitente se evita que el evaporador trabaje continuamente a la máxima viscosidad y por consiguiente con un coeficiente de transmisión de calor mínimo.

IV INCONVENIENTES Y REFORMAS A LA INSTALACION DEL EQUIPO.

Como se explicó anteriormente es de primordial importancia para llevar a cabo una buena evaporación, obtener en lo posible la transmisión de calor y la separación del líquido y del vapor, y en este caso, también la separación de los sólidos.

En el equipo descrito, debido en parte al diseño mismo, así como también a fallas en la operación o de carácter mecánico, no se efectuaba una eficiente evaporación.

En seguida se explicarán los inconvenientes así como las reformas que se efectuaron con objeto de mejorar la transmisión de calor y obtener una separación más efectiva.

Analizando la temperatura de alimentación de solución diluida al primer efecto, que está variada dentro de una amplia gama de valores, sin mantenerse constante a la temperatura de alimentación que previamente se fijaba.

Es bien sabido que si la alimentación a un evaporador se hace a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión absoluta en el espacio de vapor, todo el calor transferido a través de la superficie de calentamiento es utilizado en la evaporación y la capacidad (considerando

a ésta como las libras de agua evaporadas por unidad de tiempo) es proporcional a esta cantidad de calor, pero si la alimentación se hace a una temperatura más baja, el calor requerido para calentar hasta la temperatura de ebullición puede ser apreciable y por lo tanto reducir la capacidad, ya que no todo el calor se aprovecha en la evaporación.

Por otra parte al introducir la solución al evaporador a una temperatura mayor a la de ebullición, se produce una autoevaporación que no permite mantener condiciones uniformes en la operación.

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores se trató de mejorar el control de la temperatura de alimentación en el sistema de evaporación en cuestión.

Cuando este equipo se trabaja en sistema continuo, la solución diluida fría antes de entrar al primer efecto pasa a través de un cambiador de calor en donde intercambia calor con la solución concentrada caliente proveniente del segundo vaso y después es enviada a un precalentador en el que por medio de vapor directo de la caldera es calentada hasta una temperatura cercana a la de ebullición en el primer vaso.

Esta temperatura de alimentación es controlada automáticamente por medio de un controlador neumático

que estás sobre una válvula de diafragma instalada en la línea de suministro de vapor al precalentador; dicha válvula resultaba ser demasiado grande y a ésto se debían las irregularidades en el control, ya que tenía un diámetro de 2 pulg. comparado con un diámetro de 0.5 pulg. en la línea. Primeramente se trató de hacer el control normal de la temperatura pero no fué satisfactorio, se trató entonces de acondicionar las válvulas automáticas que se tenían disponibles y finalmente se instaló una válvula del mismo tipo de la que se tenía originalmente pero con un diámetro de 0.5 pulg. con la que el control se afinó.

Otro de los inconvenientes encontrados en la operación de los evaporadores era la continua variación del nivel de líquido dentro del segundo efecto. Esta variación se ocasionaba debido a que el primer efecto trabaja a presión atmosférica y el segundo efecto trabaja a vacío, entonces al pasar la solución semiconcentrada del primero al segundo efecto se autoevaporaba en éste último, y aún cuando en esta autoevaporación no se suministra calor, se producía una circulación violenta de la solución con las consecuentes pérdidas de glicerina y cloruro de sodio por arrastres, la contaminación del condensado y la variación del nivel de operación.

Para aprovechar la autoevaporación y mantener y mantener una operación normal en el segundo efecto,

se instaló a la salida del primer efecto y un poco más arriba de la altura de la calandria, un tanque conectado al vacío del segundo efecto por medio de un tubo que desemboca a la línea de las vaporizaciones que van al condensador de superficie.

Debido a que se trata de un tanque de paso, no requiere una capacidad determinada, por lo que se construyó éste con un diámetro de 4 pulg. y una altura de 20 pulg.

Con soluciones de glicerina y cloruro de sodio la ebullición es muy violenta y las vaporizaciones formadas tienden a arrastrar gotas de líquido, algunas veces como burbujas o espuma, otras como pequeñas gotitas producidas por el reventamiento de las burbujas. Estos arrastres se producen también a menudo cuando se eleva repentinamente el vacío dentro del evaporador o la solución entra a una temperatura mayor a la correspondiente a la presión dentro del mismo. Como ya se mencionó, la evaporación es la separación del solvente en forma de vapor y es necesario asegurarse de esta separación antes de que el vapor pase al condensador.

En este punto el problema no fué resuelto totalmente, ya que los arrastres de solución se deben principalmente al espacio de vapor tan reducido con que cuentan los evaporadores, aún cuando en la parte más alta del domo ambos estén provistos de mamparas.

Debido a la falta de espacio y a medios económicos para realizar una instalación adecuada, no fué posible el uso de separadores en las líneas de descarga de las vaporizaciones con los cuales se hubieran recuperado totalmente los arrastres de glicerina.

Para evitar lo más posible éstos arrastres, se procedió a trabajar los evaporadores a niveles de solución bajos, más o menos a la mitad de la altura de la calandria en ambos efectos, y con un vacío moderado en el segundo efecto.

Los condensados tanto del vapor de calentamiento como de las vaporizaciones producidas son enviados como agua de alimentación a la caldera, y ya que éstos deben estar libres de arrastres de glicerina y cloruro de sodio, se instaló en la línea de descarga de la bomba que manda los condensados a la caldera, un sistema de alarma, para evitar que éstos se envíen contaminados.

Este sistema esta compuesto por una celda construida con un tubo de vidrio con un ánodo de grafito y un cátodo de fierro, y conectado a éste circuito se encuentra un timbre de modo que al pasar los condensados contaminados con cloruro de sodio y consecuentemente con glicerina, se produce el paso de la corriente eléctrica en la celda haciendo sonar el timbre. En ese momento los condensados se desvían hacia el drenaje.

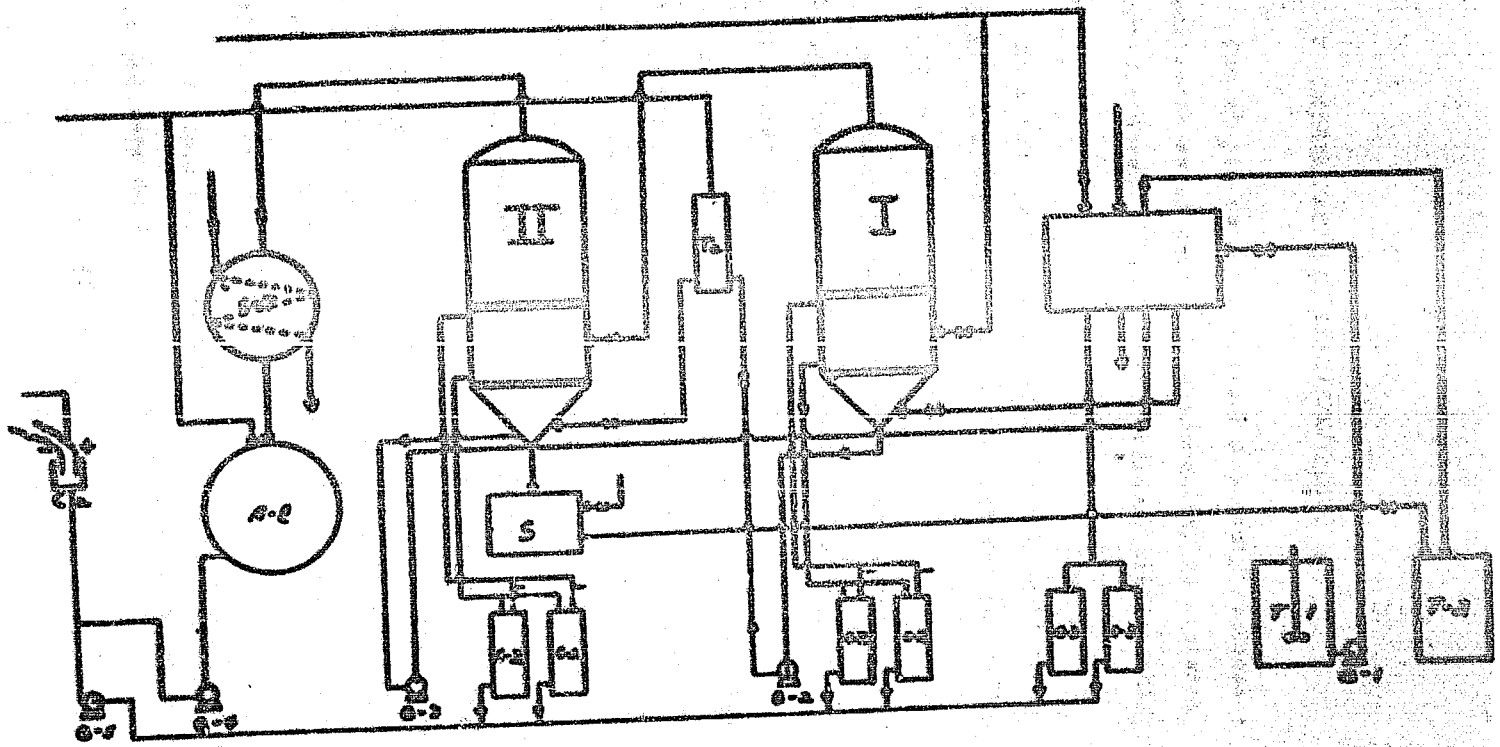
Al realizarse la operación se encontró que el tamaño del cristal de cloruro de sodio producido en la cristalización era muy pequeño, por lo que se consideró necesario introducir una malla más fina en el fondo de la caja de sal, para evitar que al desalojar la solución saturada introduciendo aire comprimido, la sal escapara junto con la solución.

Por lo que respecta a los problemas de carácter mecánico, se cambiaron todos los tubos del precalentador de solución diluida, además de que se bridaron las chapas de los mismos.

Se revisaron los 24 termopares cambiándose los que se encontraban defectuosos y cubriéndose la bolsa de cada termopar con una capa de zinc para protejerlos de la corrosión.

Para evitar contaminaciones de la solución por la corrosión de los tanques de solución diluida y concentrada, se limpiaron éstos perfectamente y se les aplicó un recubrimiento plástico. El mismo recubrimiento fué aplicado también a los 6 tanques de condensados.

El motor del agitador del tanque de solución diluida se cambió por otro de las mismas características del primero sólo que herméticamente cerrado para evitar que al preparar las soluciones éste se mojara.


II
I
S

V DETERMINACIONES EXPERIMENTALES.

Con el fin de poder evaluar las modificaciones que se realizaron en el equipo de evaporación, se hicieron varias corridas antes y después de efectuadas dichas modificaciones.

En ambos casos, las determinaciones se hicieron partiendo de una solución cuya concentración inicial fué de 6 % de glicerina y 10 % de cloruro de sodio.

Esta solución se concentró en cada corrida, en operación continua y doble efecto hasta 14.5 % de glicerina y 15.5 % de cloruro de sodio.

La concentración de la solución no se llevó más adelante, debido a que para los fines que se perseguían en este trabajo, a la concentración final alcanzada se obtenía una apreciable cantidad de cristales en la caja de sal.

En el primer efecto se operó siempre a presión atmosférica, para lo cual se conectaba a la atmósfera el tanque recolector de condensados del segundo efecto, ya que como se trabajó a doble efecto, las vaporizaciones producidas en el primer efecto servían como medio de calentamiento a la calandria del segundo.

En este último se operó siempre a un vacío moderado, ya que como no fué posible contar con un separador

adecuado a la salida del vaso, se evitó con ésto una ebullición violenta que pudiera causar pérdidas del producto por arrastres.

A continuación se dan los cálculos efectuados para una de las corridas, después de modificado el equipo, para que en seguida se observen los resultados obtenidos antes y después de las reformas.

Los coeficientes de transmisión de calor para ambos efectos se obtuvieron de la ecuación

$$Q/\theta = U A \Delta T = w \lambda$$

en donde:

Q/θ = Cantidad de calor transmitido, en BTU/hr.

U = Coeficiente total de transmisión de calor en $\frac{BTU}{hr\ ^{o}F\ pie^{2}}$

A = Area media de la superficie de calentamiento en $pies^{2}$

ΔT = Diferencia de temperaturas entre la del vapor de calentamiento y la temperatura de ebullición del líquido por evaporar, en ^{o}F.

w = Vapor de calentamiento, en lb/hr

λ = Calor latente de vaporización a la presión del vapor de calentamiento, en BTU/lb.

El área media de la superficie de calentamiento

se obtuvo de los datos de diseño del equipo. Cada calandria consta de 28 tubos con las siguientes características:

diámetro interior de los tubos = 1 3/8 pulg.

longitud de los tubos = 21 pulg.

diámetro interno del tubo de retorno = 3 3/16 pulg.

diámetro de la calandria = 16 pulg.

longitud del tubo de retorno = 21 pulg.

espesor de las chapas de los tubos = 3/4 pulg.

$$A_t = A_1 + A_2 + A_3$$

A_t = Area de calentamiento total en cada evaporador.

A_1 = Area de una chapa.

A_2 = Area de los tubos.

A_3 = Area del tubo de retorno.

$$A_1 = Area_{chapa} - Area_{tubos} - Area_{retorno}$$

$$A_{chapa} = 0.785(16/12)^2 = 1.395 \text{ pies}^2$$

$$A_{tubos} = 0.785(0.115)^2 \times 28 = 0.286 \text{ pies}^2$$

$$A_{retorno} = 0.785(0.318)^2 = 0.0794 \text{ pies}^2$$

$$A_1 = 1.395 - 0.286 - 0.0794 = 1.0275 \text{ pies}^2$$

$$A_2 = 3.1416 \times 0.115 \times \frac{21}{12} \times 28 = 17.62 \text{ pies}^2$$

$$A_3 = 3.1416 \times 0.318 \times \frac{21}{12} \times = 1.75 \text{ pies}^2$$

$$A_t = 1.0275 + 17.62 + 1.75 = 20.4975 \text{ pies}^2$$

$$A_t = 20.4975 \text{ pies}^2$$

Para el primer efecto:

$$U A \Delta T = v \lambda$$

$$U = \frac{v \lambda}{A \Delta T}$$

P = presión de trabajo, en $lb/pulg^2$

P_s = presión del vapor de calentamiento, en $lb/pulg^2$

T_s = temperatura del vapor de calentamiento, en ^oF

t_e = temperatura de ebullición de la solución a la presión de trabajo, en ^oF

$P = 11.3\ lb/pulg^2$

$t_e = 237^oF$

$P_s = 19.8\ lb/pulg^2$ manométricas $= 31.1\ lb/pulg^2$ absolutas

$T_s = 252.4^oF$

$\lambda = 943.73\ BTU/lb$

$A = 20.4975\ pies^2$

Sustituyendo los datos en la ecuación para U:

$$U = \frac{943.73\ BTU/lb \times 112.8\ lb/hr}{20.4975\ pies^2 \times 15.4\ ^oF} = 335.63\ \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

$$U = 335.63\ \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

Para el segundo efecto:

$P = 9\ pulg\ Hg = 4.4208\ lb/pulg^2$

$t_e = 167^oF$

$P_s = 11.3\ lb/pulg^2$

$T_s = 199^oF$

$\lambda = 970.3$ BTU/lb

$A = 20.4975$ pies^2

Sustituyendo:

$$U = \frac{970.3 \text{ BTU/lb} \times 33 \text{ lb/hr}}{20.4975 \text{ pies}^2 \times 33^oF} = 160.5 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

$$U = 160.5 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

El coeficiente de transmisión de calor medio, para este equipo de evaporación fué en esta corrida de:

$$U_m = \frac{335.43 + 160.5}{2} = 241.96 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

$$U_m = 241.96 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

Rendimiento:

Alimentación 4 tanques de 200 kg., con una concentración de 4 % de glicerina, 10 % de cloruro de sodio y 86 % de agua.

Descarga: 1 tanque de 200 kg con una concentración de 14.5 % de glicerina, 15.5 % de cloruro de sodio y 70 % de agua.

Alimentación: 800 kg solución diluída

80 kg cloruro de sodio

32 kg glicerina

Descargas

200 Kg solución concentrada

31 Kg de cloruro de sodio en solución

29 Kg glicerina

30 Kg cristales de cloruro de sodio - con 5 % de agua y 2 % de glicerina, o sea 1.5 Kg de agua, - 0.6 Kg de glicerina y 27.9 Kg de cloruro de sodio.

Rendimiento de Glicerina:

$$\frac{29 + 0.6}{32} = 93\ \%$$

Rendimiento de Sal:

$$\frac{31 + 27.9}{60} = 73.5\ \%$$

En la misma forma se procedió al cálculo de los coeficientes de transmisión de calor y rendimientos antes - de que se efectuaran las modificaciones.

Los resultados obtenidos fueron:

Coeficiente total de transmisión de calor en el primer efecto: $U_1 = 223.5 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$

Coeficiente total de transmisión de calor en el segundo efecto: $U_2 = 123 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$

$$U_m = \frac{223.5 + 123}{2} = 173.25 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

Rendimiento de glicerina: 81.5 %

Rendimiento de cloruro de sodio: 53 %

Rendimiento del cloruro de sodio en cristales: 6 %.

En seguida se hicieron determinaciones a diferentes concentraciones con objeto de dejar definida la ecuación

$$nU = a\Delta T^{b}$$

Los datos obtenidos son:

c	μ c.p.	U	nU	ΔT
5.28	0.31	339	104.78	15
10.00	0.50	158	79.00	28
6.92	0.39	327	127.53	17
11.67	0.5225	169	88.32	25
8.31	0.405	342	138.51	19
18.69	0.5363	181	88.5	29

Las concentraciones de la glicerina c fueron obtenidas experimentalmente tomando muestras en cada corrida.

La viscosidad de la solución fué determinada para cada experiencia a la temperatura correspondiente en un Viscosímetro "Ostwald".

Los coeficientes de transmisión de calor se obtuvieron en la forma descrita anteriormente.

La temperatura de ebullición, así como la del vapor de calentamiento para cada caso, fueron obtenidas en los termopares correspondientes.

Con los datos anteriores se obtienen los valores de las constantes a y b de la fórmula empírica; $\Delta U = a \Delta T^b$

Tomando logaritmos:

$$\log \Delta U = \log a + b \log \Delta T \quad \ldots\ldots\ldots (1)$$

Sustituyendo los tres primeros datos en la ecuación (1):

$$\log 311. = 3 \log a + b \log 60$$

haciendo lo mismo para los datos restantes:

$$\log 315.33 = 3 \log a + b \log 73$$

$$\log 153.77 = \log a + b \log 20$$

$$\log 105.11 = \log a + b \log 24.3$$

$$2.157 = \log a + b \log 1.3010$$

$$2.216 = \log a + b \log 1.3856$$

Restando:

$$0.059 = 0.0846\, b$$

$$b = \frac{0.059}{0.0846} = 0.69$$

$$2.216 = \log a + 1.3856 \times 0.69$$

$$\log a = 1.2599$$

$$a = 20$$

Por lo tanto, la ecuación que rige la transmi—

ación de calor en el equipo que se estudia es:

$$Q = 20\ G^{0.8}$$

VI CONCLUSIONES.

De las experiencias realizadas en el equipo de evaporación, antes y después de las modificaciones propuestas, se obtuvo:

Antes

$$U_m = 173.25 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

Después

$$U_m = 241.96 \frac{BTU}{hr\ ^oF\ pie^2}$$

por lo que el coeficiente de transmisión de calor promedio se mejoró en un 40 %.

Por lo que respecta a los rendimientos:

	Antes	Después
Rendimiento Glicerina	81.5 %	93 %
Rendimiento cloruro de sodio	53 %	73.5 %

los rendimientos mejoraron y además se obtuvo una cantidad apreciable de cristales en la caja de sal.

Ya que la finalidad de este trabajo no fué una optimización del proceso, debido a que no se contaban con los medios adecuados para ello, sino únicamente un reacondicionamiento del mismo, se consideraron satisfactorios los resultados obtenidos, quedando el equipo en condiciones de ser utilizado con fines didácticos.

BIBLIOGRAFIA.

1.- Badger and Banchero.- Introduction to Chemical Engineering. Mc. Graw Hill Book Co.- 1955.

2.- John H. Perry.- Chemical Engineers Handbook.- Mc. Graw Hill Book Co.- 1960.

3.- Walker, Lewis, Mc Adams and Gilliland.- Principles of Chemical Engineering.- Mc Graw Hill Book Co.

4.- Lawrie.- Glycerol and the Glycols.- The Reinhold Publishing Corp.- 1929.

5.- Carl S. Miner.- Glycerol.- Reinhold.- 1953.

6.- Coulson and Richardson.- Chemical Engineering.- Pergamon Press.