



---

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE EVAPORACION DE  
LICORES NEGROS EN UNA PLANTA DE CELULOSA  
AL SULFATO DE 200 TONELADAS POR DIA.**

**TESIS PROFESIONAL**

**MANUEL ESPINOSA HERNANDEZ**

**1958 - 1962**

*- 1967 -*



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.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE QUIMICA**

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE EVAPORACION DE  
LICORES NEGROS EN UNA PLANTA DE CELULOSA  
AL SULFATO DE 200 TONELADAS POR DIA.**

**T E S I S**  
**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**  
**INGENIERO QUIMICO**  
**P R E S E N T A**  
**MANUEL ESPINOSA HERNANDEZ**

A mis padres con  
el agradecimiento

A mis hermanas

Al Sr. Walter Lees H.

Al Ing. C. Edelberto Tirado A.

Al Ing. G. Mario Cueva Y.

A Carben

JURADO ASIGNADO  
SEGUN EL TEMA:

FRESIDENTE: \_\_\_\_\_

V O C A L : \_\_\_\_\_

SECRETARIO: \_\_\_\_\_

1er. SUPLENTE: \_\_\_\_\_

2o. SUPLENTE: \_\_\_\_\_

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

"FABRICAS DE PAPEL LORETO Y FERIA PORRE, S. A."

UNIDAD CELULOSA

SUSTENTANTE:   
Marmel Espinosa Hernández.

ASESOR DEL TEMA: \_\_\_\_\_  
Ing.Q. Mario Guevara Vera.

## I N D I C E

I.- Introducción.

II.- Generalidades sobre la Celulosa.

III.- Procesos de obtención de la Celulosa.

IV.- Conceptos sobre evaporación.

V.- Selección del Tipo de evaporador.

VI.- Cálculo del Equipo.

VII.- Bibliografía.

-----



## INTRODUCCION:

El presente trabajo tiene como objeto el diseño de un sistema de evaporación de múltiple efecto que se usará para la concentración del licor negro en una planta de celulosa al sulfato, con capacidad de 200 Ton. diarias.

Es clásico, por economía del proceso, que la evaporación se lleva a cabo en un sistema de este tipo.

En toda planta de celulosa la evaporación del licor negro es la primera de una serie de etapas por las cuales se llega a lo que se conoce como Recuperación de reactivos, de una importancia tal, que en dicha recuperación está basada la economía del proceso al sulfato, ya que debido al costo de reactivos, ésta tendría un costo bastante alto.

Así tal operación es practicada, en toda planta de celulosa al sulfato con capacidad de más de unas 30 toneladas diarias, recuperándose el álcali usado en la digestión de la madera y que se encuentra en el licor negro en forma de compuestos orgánicos e inorgánicos.

## CAPITULO I

Generalidades sobre Celulosa.

La naturaleza utiliza la celulosa como material de refuerzo, sostén y protección, la cual constituye un verdadero esqueleto en todas las plantas. La celulosa — en el reino vegetal es la sustancia que da rigidez a las paredes de las células vegetales y protege al protoplasma, de cada sustancia que éstas contienen. Existe casi pura en las fibras de algodón y asociada a una sustancia compleja llamada Lignina en las hojas, en los tallos, en las frutas y en la madera de los árboles.

Las fuentes naturales de celulosa son muy diversas. Tratada químicamente la celulosa, se obtienen sus derivados, cuyo campo de aplicación es muy amplio.

La celulosa se puede obtener de una multitud de plantas, sin embargo no todas ellas son apropiadas — para tal fin, ya que depende grandemente del contenido de celulosa.

Las células son pequeñas unidades estructurales huecas, las cuales se conocen en la tecnología de la celulosa como fibras. Las plantas o las partes de ellas que se utilicen en la industria de la celulosa deberán contener cantidades adecuadas de dichas fibras.

En la obtención de la celulosa, las partes fibrosas de las plantas se reducen a pulpa, es decir que las fibras son separadas por la acción química de ciertas sustancias, las cuales remueven el material que las mantiene unidas.

Al escoger las plantas de las que se obtiene la celulosa, se tomarán en cuenta factores como: El costo de colección, transporte, preparación y la tendencia que el material muestra a deteriorarse durante su almacenamiento.

En algunos lugares del mundo en donde los recursos moderables son escasos, se utilizan ciertas hierbas y otras pequeñas plantas fibrosas, las cuales se tienen en cosechas anuales.

Se puede citar como ejemplo la paja de cereales, el yute, el henequén, el esparto, etc. En México cabe mencionar que los materiales que después de la madera representan un potencial valioso para la obtención de pulpas, son el bagazo de caña, la paja y en menor importancia la yuca y los tallos del mafa.

Sin embargo, los árboles son los que desde el punto de vista de la producción de celulosa ofrecen una mayor importancia.

La madera de los árboles está compuesta de — celdillas tubulares, las cuales conocemos como fibras, dichas fibras se encuentran agrupadas y su disposición es paralela al tallo de la planta. Las propiedades de las celdillas determinan las propiedades de la madera, de que provienen, así por — ejemplo, si las paredes de las fibras son delgadas se tiene — una madera ligera y relativamente débil, mientras que si las — paredes son gruesas se tiene una madera pesada y resistente.

Las maderas utilizadas en la fabricación de celulosa, son de árboles de la familia de las coníferas de diversas especies de pinos y abetos tales como el bálcamo, el — cedro al ciprés, etc.

Maderas de árboles de las hojosas está el — abedul, la haya, el alamo, el castaño, el encino, etc.

#### Naturaleza Química de la Celulosa.

La celulosa es el polisacrido de masen más distribuido en la naturaleza. Constituye la celulosa la mitad de las paredes celulares de la madera y en otros productos vegetales. La celulosa de la madera, se encuentra siempre acompañada de hemicelulosas y sustancias relacionadas, así como de lignina, sustancia que no tiene carácter de polisacrido.

Las celulosas vegetales singularmente los procedentes de la madera, no son homogéneas y pueden ser fraccionadas en  $\alpha$ -celulosa y  $\beta$ -celulosa con un tratamiento de hidróxido de sodio que disuelve la forma  $\beta$  y deja insoluble la  $\alpha$ . Ambas celulosas están integradas por unidades de glucosa y la diferencia entre ellas probablemente se debe al tipo y al grado de polimerización.

Por hidrólisis de la celulosa se aíslan, celobiosa, celotriosa y celotetrosa, lo que indica que las unidades igual que en la celobiosa, es decir, que la molécula de celulosa está constituida por una larga cadena, su peso molecular medio es de 300 000 a 500 000.

De una manera brillante se ha podido comprobar, mediante análisis con rayos X la estructura de la celulosa deducida por experimentos químicos.

Los rayos X que revelan la estructura fina de la molécula de celulosa han permitido también determinar, que muchas moléculas en las fibras están ordenadas con regularidad cristalina y que las porciones cristalinas están separadas por regiones amorfas que tienen una estructura molecular irregular.

La celulosa es insoluble en agua, alcohol, éter, cloroformo y otros solventes orgánicos; es soluble en el respectivo de Schweitzer, que es una solución de hidróxido cúprico amoniacal, también es soluble en una mezcla de  $ZnCl_2$  y  $HCl$ .

## C A P I T U L O I I

### PROCESOS DE OBTENCIÓN DE CELULOSA.

Existen dos procesos para la fabricación de pulpa química a partir de la madera:

#### Procesos Ácidos y Procesos Alcalinos.

Como representante de los procesos ácidos, tenemos el proceso al sulfito y de los procesos alcalinos tenemos el proceso a la soda y el proceso al sulfato.

#### PROCESO AL SULFITO.

El principio de este proceso es obtener por medio del cocimiento de la madera con una solución de sulfito de calcio o amonio en agua un material fibroso utilizable para la fabricación de papel, por la disolución de los materiales que acompañan a la madera y la recuperación de las fibras.

El cocimiento se efectúa en digestores de acero, recubiertos interiormente con ladrillo antiácido y calentados con vapor.

El tiempo de cocimiento es de 5 a 8 horas — presiones de operación de 3 - 6 kg/cm<sup>2</sup>.

El licor de este proceso, contiene grandes cantidades de ácido sulfuroso a esto se le atribuye el mal olor de la pulpa.

Por lo tanto, con una adición de cal al licor de cocimiento, se neutraliza el ácido sulfuroso, formulado durante el proceso, como resultado se obtiene una celulosa de color claro y fácil de blanquear, por lo que se emplea en papeles blancos para imprenta y en mezclas con otras pastas para fabricar papeles especiales.

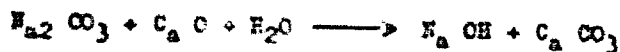
Sus desventajas principales son: que no puede obtenerse celulosa de maderas que contengan resinas ni es fácil la recuperación.

#### PROCESO AL SULFATO.

El proceso al sulfato para fabricar celulosa, es una modificación al proceso a la soda, que juntos reciben el nombre de procesos alcalinos.

Ambos procesos emplean prácticamente el mismo equipo para la fabricación de pulpa, difiriendo en el tipo de reactivo empleado, así también como en la etapa del proceso en el cual son suministrados los licores de cocimiento.

El proceso a la soda, usa ceniza de soda - - ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) que es añadida directamente a los tanques caustificadores, donde se lleva a cabo la siguiente reacción:



El proceso al sulfato usa sulfato de sodio el cual se dosifica al licor negro en un tanque mezclador - antes de que los licores entren a la unidad de recuperación.

En la unidad de recuperación el carbonato de sodio se forma combinado los productos de la combustión de las sustancias presentes en el licor como más tarde se verá, mientras que el sulfato de sodio agregado se reduce a sulfuro de sodio.

La presencia del sulfuro de sodio en el proceso al sulfato es muy importante.

La pulpa al sulfato tiene una fibra con - mejores propiedades que la pulpa a la soda y entra en la fabricación de gran variedad de papeles que requieren gran resistencia, razón por lo que recibe el nombre de Kraft, (del sueco resistente).

Las operaciones llevadas a cabo para la obtención de celulosa al sulfato, se pueden resumir en las siguientes etapas:

- 1) Preparación de la madera.
- 2) Cocimiento de la madera.
- 3) Lavado de pulpa.
- 4) Clasificación de pulpa.
- 5) Recuperación de reactivos.
- 6) Preparación del licor.



En esta descripción nos referimos al diagrama general de la Fig. 1.

1).- Preparación de la Madera.

Esta etapa del proceso se divide propiamente en dos fases.

a) Preparación de troncos.

b) Preparación de astillas.

Preparación de Troncos.

Una vez que se tiene la madera en la fábrica se procede a almacenarla. Esto se lleva a cabo empleando diferentes métodos, uno de ellos es acumulando la madera en montones cónicos y otro acomodando los troncos en montones paralelos.

En el patio de madera se localiza estratégicamente un transportador de madera. Debe haber acceso a él desde cualquier punto del patio, por medio del brazo de una grúa, que recoge una serie de troncos y los deposita en el mencionado transportador.

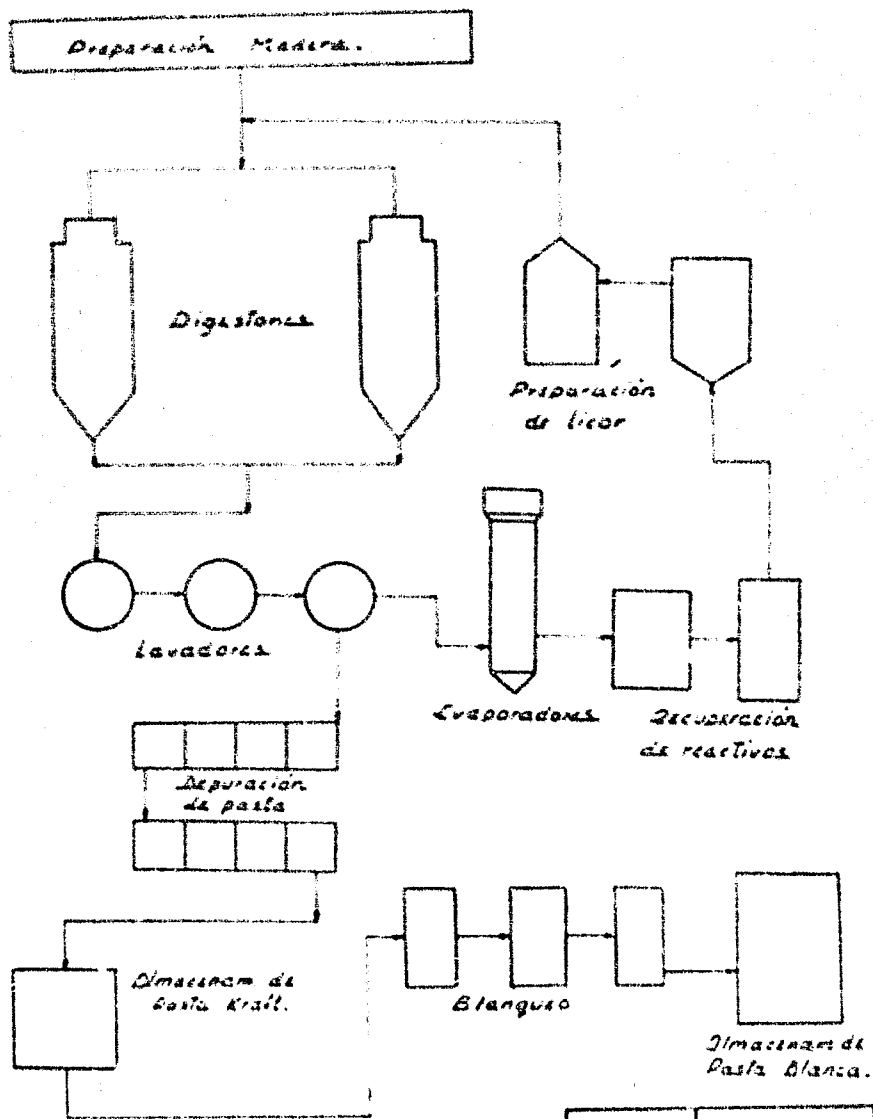
Descortezamiento.- El transportador alimenta una o más descortezadoras de las cuales puede haber los siguientes tipos.

Descortezadora de rodillos.

Descortezadora de cuchillas.

Descortezadora de cadena.

Descortezadora de tambor.



F.Q.	TESIS M. ESPINOSA
FIG. 1	1967

Los tres primeros tipos de descortezadora son de poco uso, o bien con espaldas para descortezar troncos de tamaño pequeño. La más comunmente usada es la descortezadora de tambor en la cual hay adición de agua que contribuye al ablandamiento de la corteza, los troncos desprovistos de ésta avanzan hacia la salida y ahí son seleccionados, de manera que los que tengan diámetro adecuado van a la astilladora, los que tengan diámetro excesivo son conducidos hacia la seleccionadora y los de diámetro muy pequeño se prefieren para ser usados en una planta de pulpa mecánica.

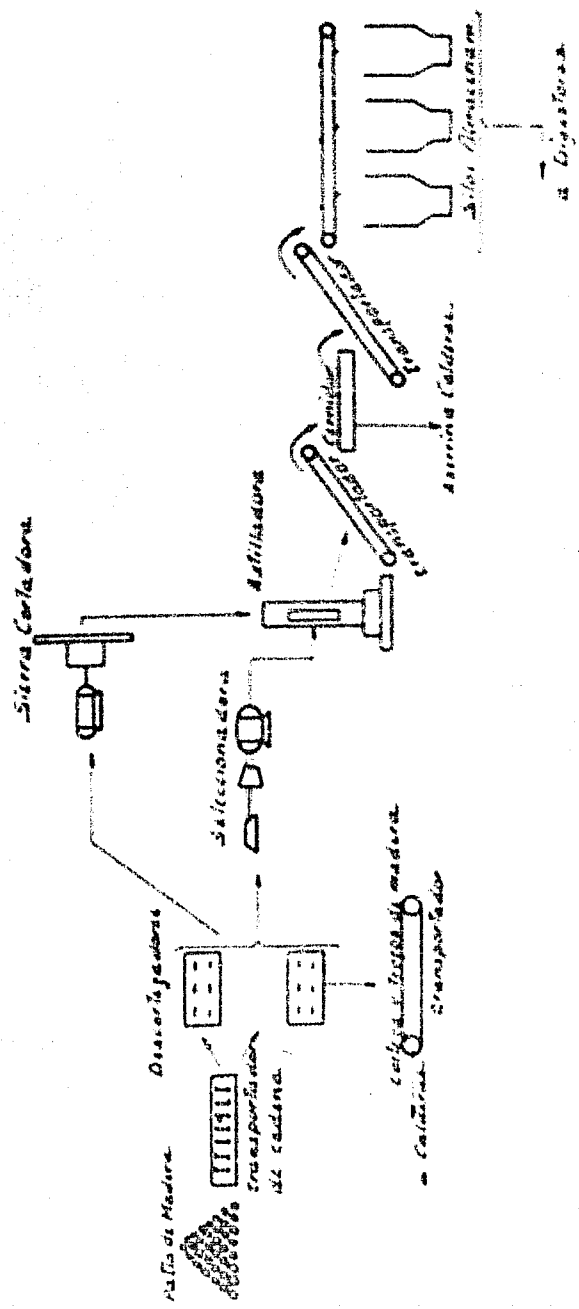
#### Preparación de Astillas.

Es necesario reducir la madera a astillas por medio de una máquina astilladora, a un tamaño uniforme que va de  $1/2$  a  $3/4$  de pulgada.

La máquina astilladora consiste de un disco provisto de cuchillas ajustables y que gira a razón de 300 - 400 r.p.m.

Al salir de la astilladora, las astillas son depositadas en una criba, la cual tiene por objeto seleccionar su tamaño. Esta criba es del tipo vibratorio.

La astilla aceptada y los nudos y astillas muy grandes, reducidas a un tamaño adecuado por la acción de



F.O.	TESIS M. ESPINOSA
FIG. 2	1967

un molino de astillas o algún equipo similar, van a su almacenamiento, ya sea en los patios de astilla o en silos, cuyo objeto principal es guardar astilla suficiente, para el caso de que se tenga algún desperfecto en el cuarto de preparación de madera y la planta no para por este motivo.

El diagrama de preparación de la madera se muestra en la figura No. 2.

## 2).- Cocimiento de la Madera.

Esta etapa del proceso está formada por tres fases:

- A) Carga a los digestores.
- B) Operación de cocimiento.
- C) Descarga de los digestores.

### A).- Carga a los Digestores.

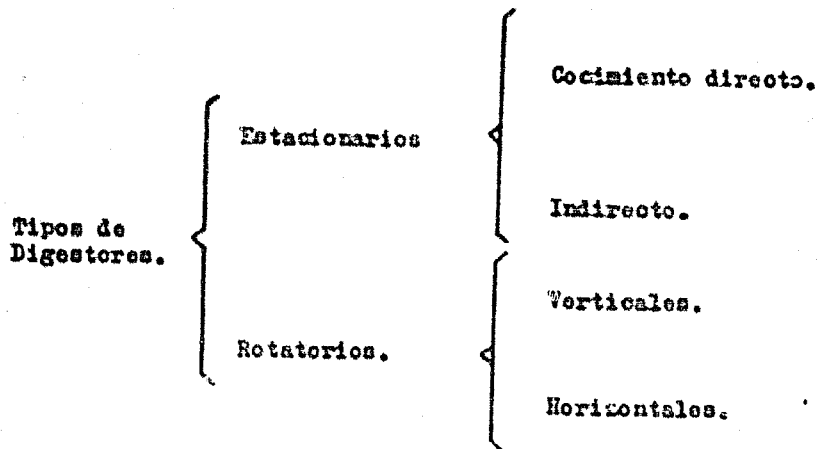
Los silos de almacenamiento, se construyen en la parte superior de los digestores y dos son las causas principales que ameritan este tipo de construcción:

- a).- Almacenar las astillas producidas en la primera etapa del proceso en cantidad suficiente y evitar un trabajo durante 24 hr. del departamento de preparación de madera.

b).- Hacer más práctica la carga a los digestores pudiéndose realizar ésta por gravedad.

### B).- Operación de Cocimiento.

La operación de cocimiento es propiamente — el tratamiento de las astillas con los reactivos químicos en un recipiente cerrado llamado digestor y bajo condiciones controladas de presión, temperatura y tiempo existen diferentes tipos de digestores.



Los digestores utilizados para la producción de pulpa al sulfato, son del tipo vertical estacionario de cocimiento indirecto.

Una vez que ha sido cargado el digestor con astillas y cerrado herméticamente, se arranca la bomba de circulación y se introduce vapor en el cambiador de calor, la presión del vapor en el cambiador debe ser como mínimo  $2 \text{ Kg/cm}^2$  más alta que la máxima presión del digestor, la temperatura de operación oscila entre  $150 - 170^\circ\text{C}$ .

Cuando el digestor alcanza su máxima temperatura el vapor del cambiador de calor se cierra y la bomba de circulación sigue trabajando hasta antes de descargar el digestor.

Las bombas de circulación, son de bajas velocidades generalmente de gran capacidad. Son bombas de tipo centrífugo, construidas de acero inoxidable debido a lo corrosivo del licor.

Las ventajas principales del cocimiento indirecto son: Un menor gasto de reactivos químicos, recuperación del condensado y mayor uniformidad en la pulpa obtenida.

En el período inicial del ciclo de digestión, la lamela o lámina media, que une las fibras entre sí, está formada principalmente de lignina la cual se solubiliza, liberándose por consiguiente las fibras.

La pulpa al final de la digestión se clasifican en suaves y duras, las primeras, son aquellas que han sido bastante digeridas, teniendo un contenido bajo de impurezas, - presentando alta resistencia al rasgado y baja resistencia a la tensión y además consumiendo poco reactivo en el blanqueo, - lo contrario puede decirse de las pulpas duras.

Las variables que intervienen durante el proceso de la digestión son las siguientes:

- Espacio y calidad de la madera.
- Tiempo del período de digestión.
- Temperatura durante la digestión.
- Sulfitos del licor de digestión.
- Relación de reactivo a madera.
- Concentración del licor para la digestión.

Un hecho interesante es que las astillas de madera, permanecen en su forma original durante la digestión - y solamente durante la descarga del digestor es cuando se - - - desfibran.

#### C).- Descarga de los Digestores.

Una vez transcurrido el período de cocimiento la pulpa, junto con el agua, gases, licor negro, etc., se descarga al tanque de almacenamiento o tanque de soplada a través de una tubería.



La descarga de los digestores se realiza -- aprovechando a la presión a que se encuentran sometidos y -- hasta abrir la válvula de descarga y esperar a que se vacíe.

### 3).- Lavado de la Pulpa.

Este paso en el proceso de obtención de celulosa al sulfato se puede dividir en dos secciones.

a).- Tanque de sopladras.

b).- Sistema de lavadores.

a).- Tanque de Sopladras. - El principal objeto de este tanque es el de almacenar la pulpa a alta consistencia, tal como sale del digestor, y por la adición de licor negro en la parte inferior del tanque, obtener una pulpa con una menor consistencia y ser bombeada al sistema de lavadores.

b).- Sistema de lavadores. - Esta operación de lavado se realiza en un tren compuesto de tres o más lavadores de tambor rotatorios operando a vacío en los cuales el lavado se hace a contra corriente.

Estos tambores o filtros están cubiertos con mallas de alambre de acero inoxidable --

y provistos en su parte superior de una serie de regaderas, por las que se agregan los líquidos de lavado.

El licor negro más concentrado se obtiene en el primer lavador y en el último tambor el líquido de las regaderas es agua caliente.

El lavado de la pulpa se hace cuando la lámina se ha formado sobre el cilindro, esto sucede inmediatamente — que ha dejado de estar sumergida en la tina para aprovechar el máximo tiempo de lavado.

Para una eficiencia mayor del cilindro, se debe operar con baja área de inmersión, con grande área de lavado y área corta de desprendimiento.

El uso de bombas de vacío, reduce el grado de inmersión por un más rápido drenado, hay un mayor espesor de — lámina en cada uno de los cilindros del sistema de lavado, lo cual da un mejor desplazamiento y máximo lavado.

#### 4).- Clasificación de la Pulpa.

En esta parte del proceso la pasta ya lavada se depura para retirar toda clase de impurezas, tales como — partículas metálicas, arena, astillas, etc.

Para esta depuración se aprovecha la diferencia de densidad entre las fibras e impurezas aplicándoles una fuerza centrífuga.

El equipo donde se realiza esta operación es de muy diversa naturaleza pudiendo citarse, los siguientes tipos de separadores.

- a) Separador centrífugo.
- b) Separador Plano.
- c) Separador Jonsson.
- d) Separadores Vortrapa.

#### 5).- Recuperación de Reactivos.

Como se dijo en un principio, sin el sistema de recuperación de reactivos, no sería nada factible desde el punto de vista económico el proceso de obtención de celulosa al sulfato por el precio elevado de los reactivos usados.

El licor negro obtenido después de lavar la pulpa, contiene disueltas todas las sustancias orgánicas de la madera que han sido solubilizadas y las inorgánicas cargadas al digestor, razón por la cual se hace indispensable proceder a su recuperación.

El proceso de recuperación de reactivos, comprende las siguientes etapas:

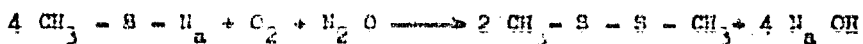
- A) Oxidación del licor Negro.
- B) Evaporación.
- C) Concentración en evaporador de contacto directo.
- D) Combustión.

A) Oxidación del licor negro.

El licor negro pasa a una torre de oxidación, la cual tiene por objeto transformar los compuestos volátiles de azufre, sulfuros y mercaptanos, en tiosulfatos y sulfuros de alquilo respectivamente. Por lo tanto con la oxidación de los compuestos sulfurados se retiene el azufre en el sistema y además se evita corrosión en los evaporadores y tanques de almacenamiento, ya que si no se transforma el sulfuro a tiosulfato se desprende ácido sulfhídrico, atacando al equipo de fierro.



Las reacciones producidas en la torre de oxidación son las siguientes:



### B) Evaporación.

La evaporación es prácticamente la primera - fase de la recuperación de reactivos y consiste en la concentración del licor negro oxidado que originalmente contiene - 22% de sólidos ( $12^{\circ}B_{\phi}$ ) hasta 45% ó 50% de sólidos ( $28-32^{\circ}B_{\phi}$ )

Esta evaporación usa el sistema de múltiple efecto, teniendo de 4 - 6 efectos.

### C) Concentración en Evaporador de Contacto Directo.

El licor concentrado que se obtiene del - - evaporador de múltiple efecto se hace pasar a un evaporador de contacto directo que hace subir la concentración de sólidos a un 70%.

Los evaporadores de contacto directo pueden ser de los siguientes tipos.

Evaporadores de cascada.

Evaporadores de Pulverización.

El evaporador de cascada consiste en un cilindro formado de placas y girando a razón de 5 - 7 r.p.m. dentro de una tina que contiene el licor negro proveniente -

del múltiple efecto, impregnándose las placas del cilindro con el licor, éste al salir fuera del nivel de la tina entra en contacto con los gases de la caldera haciendo aumentar — su cantidad de sólidos.

El evaporador de pulverización pone en contacto al licor negro con los gases de la caldera, al ser — pulverizado por medio de toberas, llevándose en este caso — una evaporación instantánea.

#### D).- Combustión.

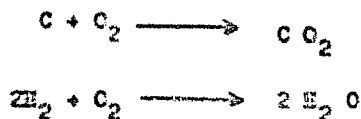
El licor concentrado obtenido del evaporador contacto directo en el caso de usar evaporador de cascada se hace pasar a través de un horno secador rotatorio que gira — de 1 - 2 r.p.m. el licor ya secado y quedando prácticamente — en forma sólida, alimenta el horno de fusión quemándose la — materia orgánica.

Además de la combustión de la materia orgánica en el horno de fusión se realiza la conversión del sulfato de sodio agregado a sulfuro de sodio, por lo que se debe distinguir una zona de oxidación y otra de reducción en el mismo horno.

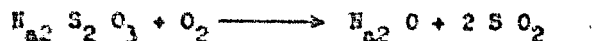
Las reacciones verificadas son las siguientes:

En la zona de oxidación, que es aquella - -  
donde se introduce el aire primario.

a).- El carbono y el hidrógeno de la materia orgánica en esta  
zona se transforma para dar:



b).- El tiosulfato de sodio se descompone:



c).- El ácido sulfhídrico se oxida a anhídrido sulfuroso, con  
exceso de aire:



d).- El bióxido de carbono reacciona el hidróxido de sodio —  
libre para formar carbonato de sodio.

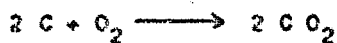


e).- Los compuestos de sodio residuales de la combustión  
de la materia orgánica se convierten en carbonato de sodio.



En la zona de reducción, que resulta del agotamiento del oxígeno del aire primario.

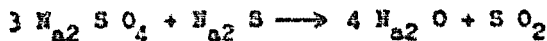
a).- El exceso de carbono residual de la materia orgánica — reacciona con el oxígeno:



b).- El sulfato de sodio agregado es reducido por el carbono transformándose en sulfuro:

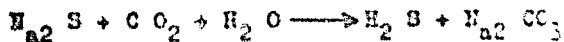


Y como reacción secundaria:



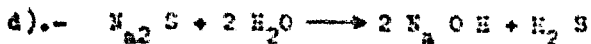
Esta reacción requiere temperatura comprendida entre 850 y 100°C ya que es endotérmica.

c).- El sulfuro de sodio reacciona con el bióxido de carbono para dar carbonato de sodio:

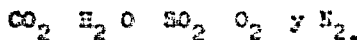


Estas reacciones, así como la volatilidad del sulfato de sodio a las temperaturas del horno, son la causa de que se pierda parte de sales en esta fase del sistema. Sin embargo algunas de estas sales se pueden recuperar, según la siguiente reacción:





Ya que los gases finales atraviesan por una zona reductora, es necesario agregar aire secundario para — completar la combustión. Cuando se agrega aire secundario se agrega en cantidad suficiente para obtener una combustión — completa, lo cual requiere un exceso de aire los gases de salida del horno deben tener únicamente los siguientes compuestos:

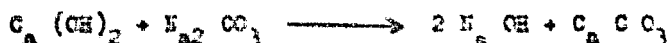


El carbonato y sulfuro de sodio formados y algo de materia orgánica no quemada salen del horno como — una masa fundida y se disuelven en un licor débil procedente del lavado de los lodos de carbonato de calcio obtenidos en el departamento de caustificación. La solución así obtenida, se denomina licor verde por su color característico. Este licor se somete a un proceso de clarificación para separar la porción insoluble, que en su mayor parte está constituida por trozos de carbón que deben eliminarse del sistema.

#### 6).- Preparación de licor.

El licor verde que, como se ha dicho, es una solución de carbonato y sulfuro de sodio, se caustifica para transformar el carbonato en hidróxido de sodio, mediante la adición de cal viva, apagada, transformándose en hidróxido de calcio al entrar en contacto con el agua.

Durante la caustificación las reacciones más importantes que se verifican son las siguientes:



El carbonato de calcio formado así como el silicato proveniente sobre todo de la cal, en la que se encuentra como impureza, se deben separar de la solución de — soaa, para tal fin se utilizan tanques asentadores, en los — cuales se separan los lodos de carbonato de calcio de la solución de hidróxido y sulfuro, quedando como producto el licor blanco, este licor es bombeado a un tanque de almacenamiento para después ser mandado al departamento de digestores.

Posteriormente los lodos se lavan en las tres etapas a contracorriente, para disminuir la pérdida de alcali, el licor resultante del lavado de los lodos es el licor débil, el cual se almacena en un tanque para después ser bombeado al tanque disolvedor del sistema de recuperación.

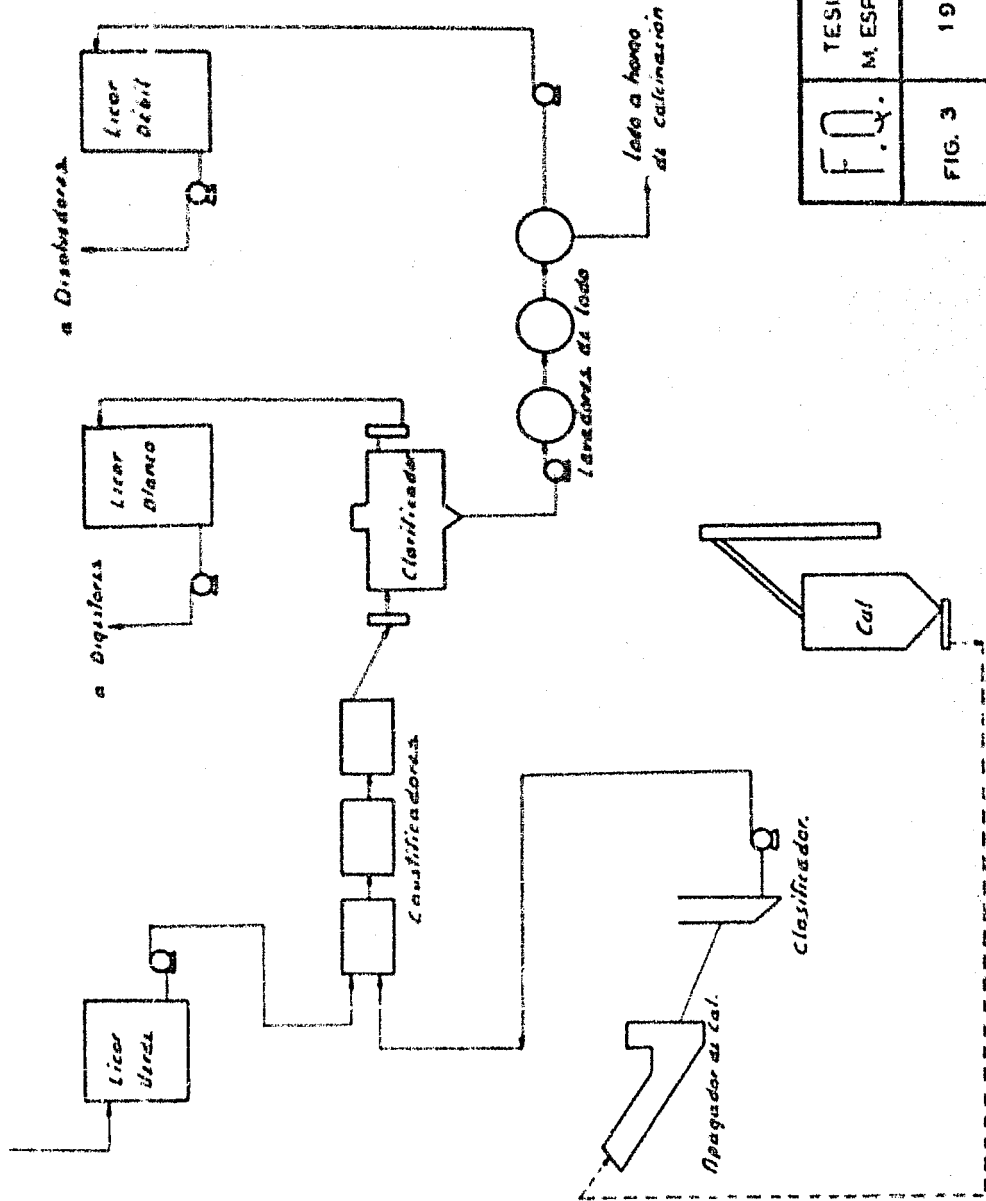
Los lodos de carbonato de calcio ya lavados son mandados a un horno en el cual se lleva a cabo — la calcinación del carbonato para obtener el óxido de calcio y mandarlo a los silos de cal del departamento de — —

combustión, quedando con esto cerrado el ciclo del sistema de obtención del licor de cocinado de la madera.

La reacción verificada en el horno de calcinación es la siguiente:



El diagrama de flujo mostrado en la figura 3 nos muestra las etapas anteriormente mencionadas.



F.Q.	TESIS M. ESPINOSA
FIG. 3	1967

## CAPITULO III

CONCEPTOS SOBRE DESTILACION.Generalidades.

La propiedad que tienen los líquidos de — pasar al estado de vapor o viceversa, de acuerdo con las — condiciones de temperatura y presión a las cuales están sometidos, es la base de importantes procesos industriales — para la separación de líquidos y sólidos.

Existen tres casos que emplean la diferente volatilidad de las sustancias mezcladas para separarlas y — son:

- a).- Destilación.
- b).- Secado.
- c).- Evaporación.

Evaporación-

Es la separación por vaporización de un material volátil de otro no volátil cuando el vapor formado — no tiene comparación en valor con el residuo, excepto quizás por su contenido de calor.

Por lo tanto los procesos de evaporación se limitan en la práctica a las soluciones acuosas, como por — ejemplo: la concentración de compuestos inorgánicos, colas,

taninos, azúcares, etc.

La evaporación se refiere únicamente a - - sustancias solubles sólidas pero en el caso que no lo sean - sus separaciones se efectúan por otros métodos como la filtración, decantación, etc.

Ya que el agua se considera como un líquido que prácticamente no tiene valor, el problema principal en - evaporación está en recuperar el material soluble (o sea el - soluto) lo mejor posible sin dar mucha importancia a la parte referente a la condensación del vapor de agua.

#### PRINCIPIOS FUNDAMENTALES DE LA EVAPORACION.

##### Presión de vapor.

Considerando los principios de la teoría - cinética para explicar la evaporación se considera que la - solución está formada por un cierto número de moléculas de - agua asociadas con los iones de la sustancia disuelta. Las moléculas de un líquido están en continuo movimiento desordenado, aunque en los líquidos no puede haber, prácticamente - ninguna trayectoria libre, sin embargo las velocidades con - que se mueven las moléculas individuales variarían conside - rablemente a cada instante. Así habrá unas pocas moléculas

que posean una energía cinética más grande que el promedio - de las moléculas en total, y si una molécula tal se acercará a la superficie podría tener energía suficiente para atravesar la superficie hacia el espacio que está fuera del líquido. — Siendo esto lo observado en el fenómeno de la evaporación. Las moléculas del líquido escapadas constituyen un vapor, — estas moléculas se comportarán como las de un gas ordinario - y se moverán con altas velocidades.

Algunas de esas moléculas que se aproximan al líquido, serán atraídas por las moléculas de la superficie del mismo y arrastradas nuevamente al seno del líquido. Estas moléculas al penetrar se encuentran aceleradas, debido a las fuerzas que actúan sobre ellas y su captura producirá un aumento en la energía cinética media del líquido, — cuya temperatura subirá en consecuencia, por lo tanto por condensación se eliminará calor.

El número de moléculas por segundo que retornan al líquido desde el espacio superior aumenta a medida que crece la concentración del vapor, aunque la proporción de moléculas que dejan el líquido, disminuirá probablemente a medida que crece la concentración del vapor.

Cuando el número de moléculas que vuelven al líquido en un tiempo dado es igual al número de moléculas que dejan al líquido en el mismo tiempo, se dice que el vapor está saturado, y el sistema en equilibrio y la presión ejercida por esas moléculas sobre la pared del recipiente que las contiene recibe el nombre de presión de vapor o presión de saturación del líquido a la temperatura existente.

Calor de Vaporización.- En el proceso de evaporación las moléculas que poseen una velocidad suficientemente grande para vencer la atracción que sobre ellas ejercen las otras moléculas, salen del líquido, atravesando la película gaseosa relativamente estacionaria que rodea su superficie y penetran en el espacio gaseoso formado generalmente por aire cuando el recipiente está a la atmósfera.

Las moléculas que han logrado salir, son aquellas que tienen las velocidades más grandes y por lo tanto poseen una mayor energía cinética. La energía cinética media del líquido después de haber sufrido una cierta evaporación es menor y la temperatura disminuye.

Con objeto de mantener una temperatura determinada para que se efectúe la vaporización es necesario suministrar al líquido una cierta cantidad de calor de una fuente - - - - -



exterior. Este calor de vaporización varía con la naturaleza de la sustancia.

Punto de Ebullición.— Puesto que el movimiento molecular es una función creciente de la temperatura, mientras más caliente esté el líquido mayor será el porcentaje de sus moléculas que tienen una velocidad suficiente para escapar de la superficie y por consiguiente su presión de vapor será mayor. Debe haber una temperatura en la cual las moléculas que se escapan mantienen por sí mismas una presión igual a la atmosférica, esta temperatura recibe el nombre de Punto de Ebullición y se define como la temperatura a la cual la presión atmosférica que existe sobre el líquido es igual a la presión de vapor de dicho líquido.

CONDICIONES PARA EFECTUARSE LA EVAPORACION.

Cuando un líquido se encuentra en un recipiente en donde la presión total es menor que la presión de vapor -- que posee a esa temperatura comenzará a vaporizarse pasando -- parte de sus moléculas a la fase de vapor. Este cambio de estado requiere un consumo grande de calor y si no se suministra de una fuente externa la vaporización no puede continuar y el calor -- necesario la toma del calor sensible del líquido disminuyendo -- su temperatura y de ahí su presión de vapor.

Finalmente se llega a una temperatura en la -  
cual la presión de vapor del líquido es igual a la presión par-  
cial del vapor, la vaporización cesa y para que ésta pueda con-  
tinuar son necesarias dos condiciones:

a) Se debe suministrar el calor necesario para  
el cambio de estado, es decir el calor latente.

b).- Se debe romper el equilibrio entre la pre-  
sion de vapor del líquido y la presión total del vapor en el -  
espacio que rodea al líquido.

Capacidad.- La rapidez de la vaporización y por  
lo tanto la capacidad de la operación está limitada por el - -  
valor del suministro del calor. Cuando se transmite el calor -  
por conducción y convección como es generalmente el caso la -  
capacidad se determina por la fórmula de Newton integrada:

$$\frac{Q}{\theta} = U A D T$$

D o n d e :

$\frac{Q}{\theta}$  = Cantidad de calor transmitido, en BTU/hr.

U = Coeficiente total de transmisión de calor dado en -  
BTU/hr °F ft<sup>2</sup>

A = Área media de la superficie de calentamiento en ft<sup>2</sup>

$T$  = Diferencia de temperaturas entre el medio que va a efectuarse el calentamiento y la temperatura de ebullición del líquido que se va a evaporar  $(T - t_0)^{\circ} F$ .

#### Clasificación de los Procesos de Evaporación.-

El calor necesario para la evaporación se puede suministrar en dos formas:

- 1o.- Por contacto directo del líquido con la fuente productora de calor.
- 2o.- Por transmisión a través de una pared sólida.

El vapor producido se elimina de dos formas:

- 1o.- Mezclado con un gas inerte: como aire, gases de combustión, etc.
- 2o.- Como vapor puro.

Por lo tanto habrá cuatro combinaciones posibles en los procesos de evaporación que son:

Caso 1.- El calor se suministra por contacto directo en el líquido y se elimina el vapor por medio de un gas inerte.

Los evaporadores de este tipo tienen como ventajas el poder construir el equipo con el material apropiado, sin preocuparse de su mayor o menor conductibilidad térmica ya que las incrustaciones producidas por el líquido no afectan la

conductibilidad y la transmisión de calor es directa de la fuente calorífica al líquido y como limitación tienen estos evaporadores que no se les puede aplicar el múltiple efecto.

Como ejemplos tenemos:

Evaporador de disco.

Evaporador de pulverizadoras.

Evaporación por medio de torres.

Evaporación por burbujas de gas caliente.

Caso 2.-

El calor se suministra por contacto directo con el líquido y el vapor se elimina como vapor puro.

Este caso no tiene aplicación industrial, se da esta segundo caso cuando se produce calor al sumergir una resistencia en el seno de un líquido.

El método es sumamente caro.

Caso 3.-

El calor se transmite a través de una pared sólida y el vapor se elimina por arrastre con un gas inerte.

Este caso se encuentra raramente en la industria, excepto cuando el evaporador se calienta directamente y se conducen los gases de combustión en contacto con la solución.

## Caso 4.-

El calor se transmite a través de una pared y el vapor se elimina como vapor puro.

La mayor parte del equipo industrial pertenece a este caso.

Debido a la naturaleza misma de la transmisión y con el objeto de evitar contaminaciones y pérdidas, existen 3 formas principales de efectuar el calentamiento en un sistema de evaporación de este tipo:

- a).- Calentamiento por fuego directo o por gases calientes.
- b).- Calentamiento por aceite o cualquier otro líquido caliente.
- c).- Calentamiento por vapor de agua.

El más importante de los tres sistemas es el calentamiento por vapor de agua.

Los tipos de evaporadores más usados dentro de este sistema de calentamiento por medio de vapor de agua son:

## Tipo I.-

Evaporadores de tubos horizontales con la solución fuera de los tubos y con la superficie de calentamiento sumergida en la solución.

Este evaporador se usa para líquidos no viscosos y en aquellos casos donde no se producen incrustaciones ni precipitados.

**Tipo II.-**

Evaporadores de tubos horizontales con la solución por fuera de los tubos en forma de película.

Este tipo de evaporador es usado para aquellos materiales que sufran un deterioro con un calentamiento prolongado.

**Tipo III.-**

Evaporadores con tubos horizontales con la solución por dentro de los tubos en forma de película.

Este evaporador ha tenido éxito para la evaporación de líquidos que forman espumas, tales como gelatina, cola, jugos de fruta y suspensiones de pulpas y papeles de maderas resinosas, sin embargo es muy poco usado.

**Tipo IV.-**

Evaporadores con tubos verticales con la solución fuera de los tubos y la superficie de calentamiento sumergida.

Debido a los inconvenientes que presentaron este tipo de evaporador en la instalación de los elementos de calentamiento en la actualidad se ha abandonado el uso de estos evaporadores.

Tipo V.-

Evaporadores de tubos verticales con la solución fuera de los tubos formando película.

Debido a los mismos inconvenientes anteriores ya no se usan.

Tipo VI.-

Evaporadores de tubos verticales con la solución por dentro de los tubos y la superficie de calentamiento sumergida.

De estos evaporadores, los más usados en la actualidad son los siguientes:

Evaporador Normal.- Este evaporador se adapta especialmente a las soluciones que producen incrustaciones y precipitan sales.

Evaporadores de Canasta.- Este tipo de evaporar es muy útil para concentrar soluciones salinas que contienen yeso y que tienen gran tendencia a formar incrustaciones muy adherentes.

Tipo VII.-

Evaporadores de tubos verticales con la solución dentro de los tubos formando película.

Su principal ventaja es su alto coeficiente de transmisión de calor, debido a la alta velocidad del líquido en los tubos. Se adapta para líquidos que producen gran cantidad de espuma.

Otro evaporador de este tipo, es el evaporador de circulación forzada.

Este evaporador es muy útil cuando las soluciones que se van a evaporar son viscosas y cuando haya el peligro de un depósito de sales. Su principal ventaja consiste en la circulación eficiente y en su aumento de capacidad por este motivo.

Otro evaporador de este tipo es el de calandria externa vertical, presenta varias ventajas:

- Su circulación es más eficiente.
- La limpieza de los tubos es muy rápida.
- Las paredes del evaporador pueden hacerse más dobladas.

Sin embargo no se emplean para líquidos que incrustan.

A estos evaporadores se les puede instalar una bomba para mejorar su circulación.



## CAPITULO IV

SELECCION DEL TIPO DE EVAPORADOR PARA LA EVAPORACION DE LICORNEGRODefinición, Propiedades y Composición del Licor Negro.

En el proceso de obtención de celulosa al sulfato después de la digestión de la madera, el licor que se separa de las fibras de celulosa y que contiene desueltas todas aquellas sustancias solubles en los reactivos químicos empleados, tales como hemicelulosas, grasas, resinas, taninos y lignina principalmente se le conoce como licor negro.

El licor negro es un líquido espumoso a bajas concentraciones (la cantidad de espuma depende de la cantidad de resina de la madera) a altas concentraciones su viscosidad es muy alta y dicha propiedad varía muy bruscamente con la temperatura.

El licor concentrado presenta un color negro intenso y según el grado de dilución pasa del café al amarillo.

En concentración elevada su viscosidad aumenta en relación con la cantidad de materia orgánica presente en los sólidos totales.

Su gravedad específica depende de la relación de materia orgánica e inorgánica presente y de la temperatura la concentración de sólidos totales expresado en por ciento en peso está dado aproximadamente por la relación:  $1.5 \times 10^3 \text{ a } 60^\circ \text{ y } \%$  Sólidos.

Su composición depende del licor blanco empleado en el proceso de la digestión de la clase de madera, temperatura, y tiempo de cocción, etc.

Así la mayoría del álcali activo en el licor negro está presente como compuestos orgánicos de sodio y la mayor parte de la materia orgánica removida de la madera durante la digestión está combinada químicamente con hidróxido de sodio en forma de sales de sodio del ácido resinoso y otros ácidos; algunos de estos compuestos forman jabones resinosos que es lo que da el licor negro intensa propiedad espumante.

El resto del álcali lo tenemos en forma de hidróxido de sodio y sulfuro de sodio libre, así como pequeñas cantidades de  $\text{Na}_2 \text{SO}_4$ ,  $\text{S}_1 \text{O}_2$  y mínimas cantidades de  $\text{CaO}$  - -  $\text{Fe}_2 \text{O}_3$ ,  $\text{Al}_2 \text{O}_3$ ,  $\text{KOH}$  y  $\text{NaCl}$ .

De acuerdo con las propiedades características del licor negro anteriormente mencionadas y dada su tendencia a la formación de incrustaciones, la cual aumenta al aumentar su concentración, el tipo de evaporador calentado por medio de vapor de agua, que más se ajusta a las necesidades del líquido por evaporar es el evaporador de tubos largos verticales con el líquido por dentro de los tubos en forma de película en arreglo de un sextuple efecto con siete cuerpos.

#### Evaporación Química en Múltiple Efecto.

En la práctica el evaporador de simple efecto no suele usarse por su fuerte consumo de vapor de una economía de 0.85 libras de evaporación por libra de vapor suministrado.

Los de doble efecto operan con una economía de vapor de 1.6, los de triple efecto están cerca del valor de 2.3 libras, de cuadruple efecto cerca de 3.1 libras, de quintuple efecto de 3.8 libras y evaporadores de sextuple efecto de 4.7 libras.

Ya que los evaporadores químicos no operan con el sistema de purgas y en lugar de que el líquido se alimente en paralelo a cada evaporador, usualmente se alimenta a sistemas de multiple efecto en serie.

La alimentación en un evaporador de múltiple efecto, cuando el alimento líquido fluye en la misma dirección que el vapor, se llama Alimentación en Paralelo, y cuando la alimentación se hace en dirección contraria al flujo del vapor se llama alimentación en Contracorriente.

Desde el punto de vista del uso efectivo de los potenciales de temperatura, la alimentación en paralelo es preferible, si los líquidos por evaporar son muy viscosos, hay ventaja en usar la alimentación a contra corriente, ya que la temperatura del primer cuerpo es siempre la mayor y la correspondiente viscosidad será menor.

#### Alimentación en Paralelo.

El uso de la alimentación paralela no es por mucho lo más económico y se usa en la evaporación química solamente cuando la solución por evaporarse está casi saturada y la evaporación sólo se efectúa para lograr una sobresaturación.

Puesto que el vacío se mantiene usualmente en el último cuerpo, el licor fluye por el mismo de cuerpo a cuerpo y sólo se requiere una bomba al final de la batería. Similarmente, puesto que la temperatura de saturación de la solución en ebullición en cada cuerpo es menor que la temperatura del cuerpo precedente, siempre hay una evaporación instantánea en cada cuerpo lo que reduce el consumo total de vapor.

En un evaporador la película de ebullición es la resistencia controlante y el valor numérico del coeficiente total disminuye con la concentración debido a que la viscosidad aumenta. En la alimentación en paralelo el licor concentrado se encuentra en el último cuerpo y obviamente, ese cuerpo tiene el menor coeficiente total, ya que el líquido está más concentrado aquí y al mismo tiempo más frío.

#### Alimentación a contracorriente.

Cuando se emplean flujos a contracorriente, se evita el tener los licores más concentrados en el último cuerpo. Aquí el licor diluido entra en el efecto último, y más frío, y sale concentrado en el primer evaporador que está a más alta temperatura.

En este arreglo el licor debe calentarse en cada cuerpo, como sucede con la alimentación en paralelo, teniéndose también evaporaciones instantáneas, sin embargo, el alimento debe bombearse de cuerpo a cuerpo lo que significa que los lugares para fugas o entradas de aire, tales como las bombas y bridas aumentan, aumentando también el mantenimiento y el costo por potencia. Las relaciones de temperatura en los flujos a contracorriente usualmente contrarrestan en parte estas desventajas puesto que el sistema está a contracorriente y la economía del vapor es mayor en estas condiciones.

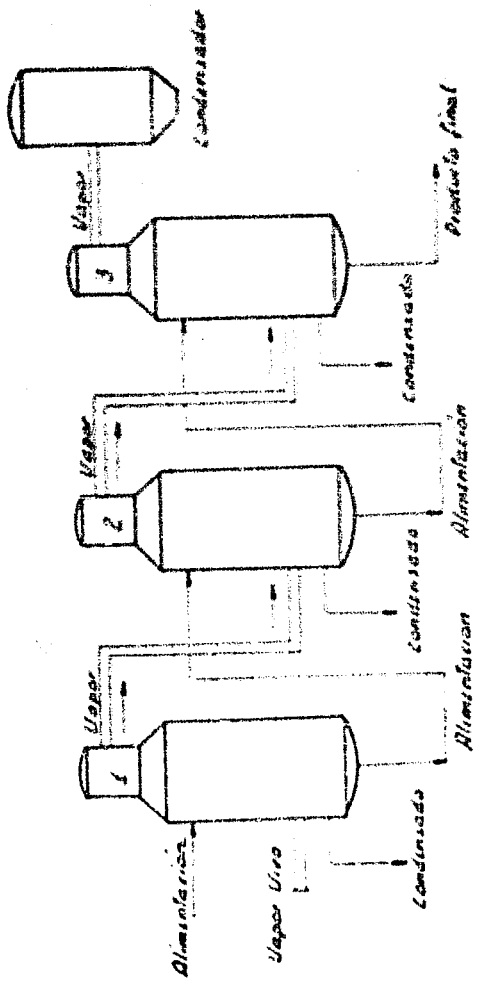
El problema de determinar la dirección de la alimentación en un evaporador de múltiple efecto es, como en muchos problemas de transferencia de calor, una consideración económica. Los flujos a contracorriente pueden o no conducir a una menor superficie de calentamiento, dependiendo de la cantidad de agua que vaya a evaporarse y de la viscosidad de la solución final. El costo de vapor será menor para flujos a contracorriente si el alimento está frío, y menor para los flujos paralelos si el licor que se alimenta está aproximadamente a la temperatura de operación del primer cuerpo.

Las condiciones de operación para alimentación en paralelo y a contracorriente se muestran en las figuras 4 - a y 4 - b.

#### Selección del Equipo.

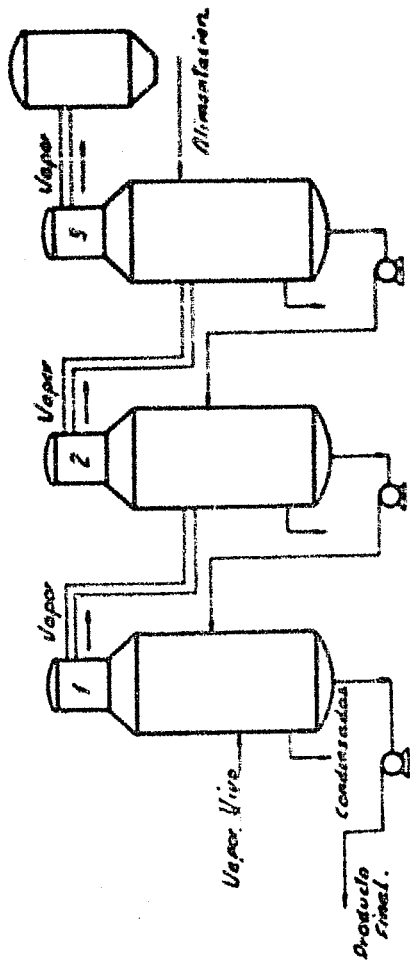
Para seleccionar detalladamente un determinado sistema de evaporación se tendrá que analizar todas las posibles combinaciones, tanto en el número de cuerpos, como de alimentación del vapor y del líquido por evaporar, para así poder comparar sus diferentes eficiencias, cargos fijos y costos totales de operación.

El número óptimo de cuerpos puede obtenerse calculando las requerimientos del proceso, con dos, tres, cuatro, seis u ocho cuerpos, en la actualidad sin embargo, el número-



*Luján en Patatele*

F.Q.	TESIS M. ESPINOSA
FIG. 4A	1967



Flujos a Contracorrente.

F.O.	TESIS M. ESPINOSA
FIG. 4B	1967



de efectos en varias industrias químicas básicas está habitualmente normalizado.

Excepto cuando se introduce un proceso químico — enteramente nuevo, raramente será necesario hacer un análisis-económico completo.

En el trabajo que nos ocupa se ha preferido el — evaporador de sextuple efecto con una alimentación a contracorriente, debido a que en este arreglo se tiene una mayor economía de vapor y se ha visto en la práctica que tal arreglo es el que mejor resultado a dado, ya que varias de estas instalaciones se encuentran operando en plantas de celulosa al sulfato.

Además, debido a la alta viscosidad del licor en el primer efecto éste quedará dividido en dos cuerpos con flujo de vapor en paralelo. Este procedimiento contrarresta los — efectos de la alta viscosidad en las tasas de transferencia de calor.

Efectos que se presentan en evaporadoras de múltiple efecto del tipo T. L.V. :

1er.- Efecto en la caída de temperatura.

La capacidad de un evaporador es directamente — proporcional a la diferencia de temperatura, entre el vapor — y el licor en cada uno de los cuerpos.

En el caso del evaporador de múltiple efecto — existe la misma relación, pero en este caso el total de la caída de temperatura está dividida entre todos los efectos del sistema.

### 2o.- Efecto de la Superficie de Calentamiento.

En la mayoría de los evaporadores de múltiple efecto, la superficie de calentamiento es diseñada sobre bases — experimentadas.

Consecuentemente, la capacidad de dicho evaporador, está arreglada solamente desde el punto de admisión de la superficie de calentamiento; si se requiere una capacidad adicional, sin cambio en la presión de vapor o condiciones de vacío, — puede ser obtenida con un incremento en la superficie de calentamiento.

### 3o.- Efecto en la economía del vapor.

La economía del vapor viene siendo función del número de cuerpos y de la diferencia de temperatura efectiva total disponible.

$$T_{td} = T_v - T_{ls} - \text{EPE}$$

Cuando el evaporador se incrusta la presión del vapor al evaporador tiene que aumentarse para mantener al mismo — nivel su capacidad.

La economía está determinada por el arreglo físico del equipo, de tal manera que la economía de vapor se aumenta, incrementando el número de efectos.

La presión del vapor empleado, se determina por los medios de producción de vapor en cada planta o por la temperatura del vapor que ha sido usado en otros procesos.

#### Formación de Incrustaciones.

Independientemente a los depósitos de materia orgánica sobre los tubos, se presenta la formación de incrustación por sales minerales. Dando como resultado una disminución en la capacidad del evaporador.

Dichas incrustaciones se deben tratar desde el punto de vista químico de acuerdo a la siguiente clasificación:

- a).- Incrustaciones solubles en agua que pueden ser removidas, por un lavado de agua caliente.
- b).- Incrustaciones insolubles que pueden ser removidas por medios mecánicos teniendo en ocasiones que barrer los tubos a fin de quitar tal incrustación.

## - C A L C U L O S -

## DATOS:

Producción - 200 Ton. cel/día.

Tem. de entrada del licor negro al sistema - 60°C

$$C_1 = 22\%$$

$$C_2 = 45\%$$

% sólidos en licor negro = 220 gr/kg licor negro.

1.6 Kg. sólidos/kg. de celulosa producida.

BALANCE DE MATERIAL.

Base de Cálculos:

1 hora de operación.

Producción de licor negro en la planta de celulosa.

$$60.60 \text{ Ton/hr.} = 133,320 \text{ lb/hr.}$$

a) Cálculo de sólidos totales:

$$0.22 \times 60.6 = 13.33 \text{ Ton/hr} = 29,326 \text{ lb/hr}$$

b) Cálculo del agua de entrada:

$$60.60 - 13.33 = 47.27 \text{ Ton/hr} = 103,994 \text{ lb/hr}$$

c) Cálculo del licor concentrado.

Sólidos totales = 13.33 Ton/hr.

$$13.33 \quad - \quad 45$$

$$X \quad - \quad 100$$

$$X = \frac{13.33}{45} =$$

$$29.62 \text{ Ton/hr} = 65,164 \text{ lb/hr}$$

d) Cálculo del agua en licor concentrado.

$$29.62 - 13.33 = 16.29 \text{ Ton/hr} = 36,014 \text{ lb/hr}$$

e) Cálculo del agua evaporada.

$$47.27 - 16.29 = 30.98 \text{ Ton/hr} = 68,159 \text{ lb/hr}$$

Los resultados obtenidos, en el balance de materia se encuentran resumidos en el siguiente cuadro.

MATERIAL.	VELOCIDAD DEL FLUJO			
		TOTAL	SOLIDOS	AGUA
FLUJO ALIMENTADO	Ton/hr.	60.60	13.33	47.27
	Lb/hr.	133,320	29,326	103,994
FLUJO FINAL.	Ton/hr.	29.62	13.33	16.29
	Lb/hr.	65,164	29,326	35,838

BALANCE DE CALOR.

El vapor de que dispone la planta, para mandarlo a la evaporadora, es un vapor de 3.55 Kg/cm<sup>2</sup>.

Obtención del calor latente de condensación del vapor " " "

$$P_v = 3.55 \text{ Kg/cm}^2.$$

$$P_v = 3.55 \text{ Kg/cm}^2 \times \frac{1 \text{ lb}}{0.454 \text{ Kg}} \times \frac{2.54^2}{1} = 50.5 \text{ lb/in}^2 \text{ man.}$$

Presión en la Ciudad de México = 11.2 lb/in<sup>2</sup> man.

$$P_v = 50.55 + 11.2 = 61.7 \text{ lb/in}^2 \text{ abs.}$$

Temperatura de saturación del vapor a 61.7 lb/in<sup>2</sup> abs.

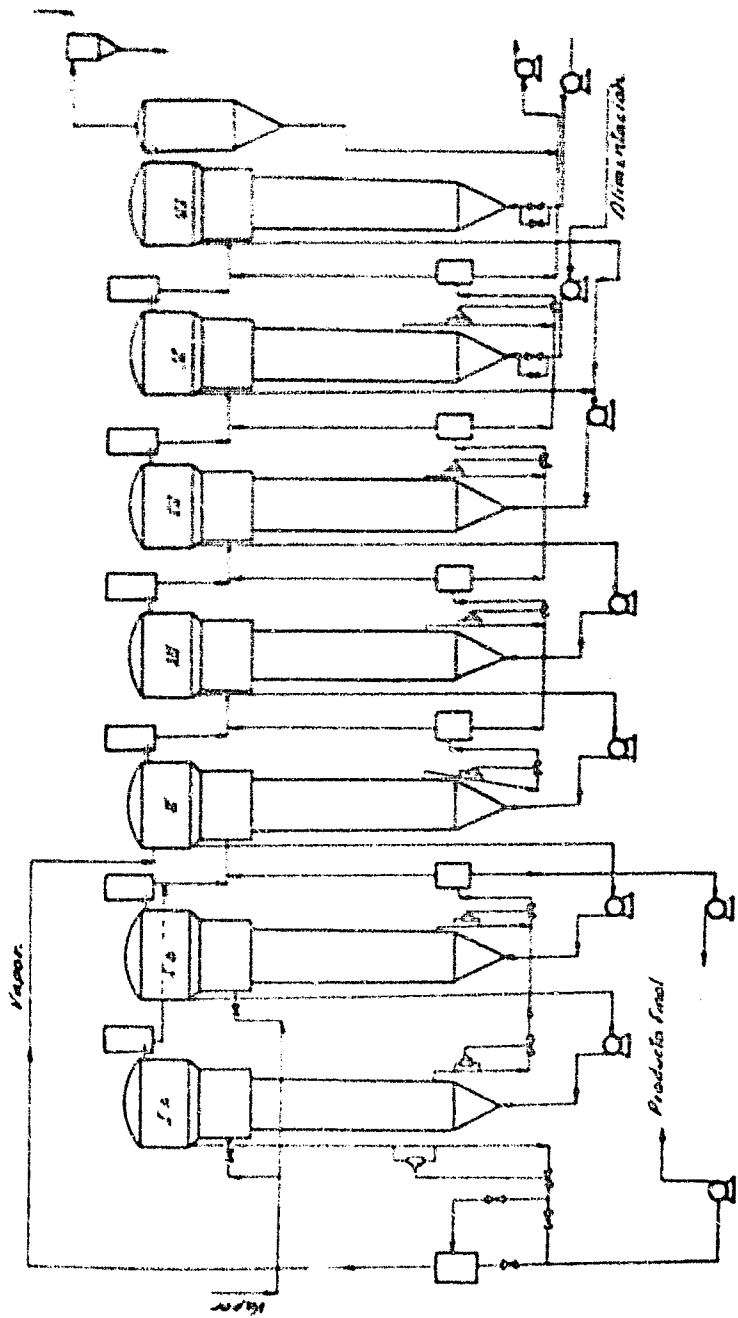
$$= 295^\circ \text{ F}$$

$$= 146^\circ \text{ C}$$

$$\therefore \lambda_s = 912 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

El arreglo, dado a los cuerpos de la evaporadora, en la figura 5 es el que se cree más conveniente, sin embargo ya en operación, dicho arreglo, puede cambiarse ya sea con el objeto de aumentar la producción de licor concentrado, o efectuar reparaciones en alguno de los cuerpos.

En esta clase de instalaciones se acostumbra usar séxtuple efecto con siete cuerpos. En este tipo de unidad el flujo del licor se dispone para alimentar en paralelo al quinto y sexto efectos para eliminar el tamaño excesivo de las cámaras de evaporación, que de otra manera se requerirán si se pasara el total del flujo por un solo evaporador. De los últimos dos efectos el licor se bombea a través de los restantes en serie con flujos a contra corriente con el vapor.



F.Q.	TESIS M. ESPINOSA
FIG. 5	1967

En este tipo de proceso todas las líneas de vapor, licor y condensado, se disponen con arreglos en by-pass, permitiendo que cualquier evaporador pueda sacarse de línea para propósitos de limpieza o mantenimiento permaneciendo la unidad en operación como un evaporador de quintuple efecto.

ECUACIONES DEL BALANCE DE CALOR.

a) En el efecto I-A

$$Q_{1-A} = (W_B \lambda_B)_{1-A} - (W_{1-B} - W_2) \lambda_{1-A} + W_{1-B} C_{p1-B} (t_{1-A} - t_{1-B})$$

Calor cedido
Calor de evapora
Calentamiento de la -  
por el vapor
ción de la lejía
lejía que entra al 1er.  


efecto.

$$= (UA \Delta t)_{1-A}$$

Transmisión de calor  
en primer efecto.

b) En el efecto I-B

$$Q_{1-B} = (W_B \lambda_B)_{1-B} - (W_2 - W_{1B}) \lambda_{1-B} + W_2 C_{p2} (t_{1-B} - t_2) = (UA \Delta t)_{1-B}$$

c) En el efecto II.

$$Q_2 = (W_3 - W_2) \lambda_2 + W_3 C_{p3} (t_2 - t_3) = (UA \Delta t)_2$$

d) En efecto III-

$$Q_3 = (W_4 - W_3) \lambda_3 + W_4 C_{p4} (t_3 - t_4) = (UA \Delta t)_3$$

e) En el efecto IV.

$$Q_4 = (W_5 - W_4) \lambda_4 + W_5 C_{p5} (t_4 - t_5) + W_6 C_{p6} (t_4 - t_6) = (UA \Delta t)_4$$



f) En el efecto V.

$$Q_5 = (W'_5 - W_5) \lambda_5 + W'_5 C_{p_a} (t'_5 - t_a) - (UA\Delta t)_5$$

g) En el efecto VI.

$$Q_6 = (W'_6 - W_6) \lambda_6 + W'_6 C_{p_a} (t'_6 - t_a) - (UA\Delta t)_6$$

La resolución de este diseño, se verificará por el método de tanteos, suponiendo la cantidad de agua evaporada en cada uno de los diferentes cuerpos del sistema. Suponiendo que la evaporación mayor tiene lugar en los últimos cuerpos que son los que admiten al licor negro más diluido y su temperatura de ebullición es menor, y en esta forma evitar un aumento en la incrustación en los primeros efectos, en el caso de llevarse en ellos una eliminación de agua mayor.

En la misma forma se tanteo con los incrementos de temperatura en cada efecto ( $\Delta T$ ), los cuales se fueron ajustando y variando en tal forma, hasta encontrar una área constante para todos los cuerpos del sistema.

Los coeficientes totales de transmisión de calor para cada efecto, se tomaron todos ellos basados en datos de operación en varias instalaciones y de la literatura especializada en este tipo de operaciones.

LIBRAS/TIERRA DE AGUA EVAPORADA EN LOS DIFERENTES CUERPOS.

Cuerpo I-A	6 000	1b/hr
Cuerpo I-B	8 000	1b/hr
Cuerpo II	13 000	1b/hr
Cuerpo III	12 000	1b/hr
Cuerpo IV	11 000	1b/hr
Cuerpo V	10 000	1b/hr
Cuerpo VI	9 000	1b/hr

CALCULO DE LA CONCENTRACION DE SALIDA DE CADA CUERPO.

D A T O S :

Concentración de entrada al sistema = 22% de sólidos

Concentración final = 45% de sólidos

a) Concentración de salida del efecto I-A = 45% de sólidos

B) Concentración de salida del efecto I-B

Cantidad de sólidos de entrada totales = 13.33 ton/hr

Agua evaporada en I-A = 6 000 lb/hr

Concentración final de I-A = 45% sólidos.

$$13.33 \times 2200 \left( \frac{1}{C_e} - \frac{1}{0.45} \right) = 6 000 \quad C_e = \text{Conc. entrada al I-A}$$

$$29260 \left( \frac{1}{C_0} - 2.22 \right) = 6000$$

$$\frac{1}{C_0} - 2.22 = \frac{6000}{29260} ; \frac{1}{C_0} - 2.22 = 0.205$$

$$\frac{1}{C_0} = 2.427 ; C_0 = \frac{1}{2.427} \times 100 \quad C_0 = 41.2\% \text{ sólidos.}$$

C) Concentración de Salida del efecto II

Sólidos de entrada totales = 29260 lb/hr

Agua evaporada en I-B = 8000 lb/hr

Concentración final de I-B = 41.2% sólidos.

$$29260 \left( \frac{1}{C_0} - \frac{1}{0.412} \right) = 8000 \quad C_0 = \text{Conc. entrada al I-B}$$

$$29260 \left( \frac{1}{C_0} - 2.43 \right) = 8000$$

$$\frac{1}{C_0} - 2.43 = \frac{8000}{29260} ; \frac{1}{C_0} - 2.43 = 0.273$$

$$\frac{1}{C_0} = 2.703 ; C_0 = \frac{1}{2.703} \times 100 \quad C_0 = 37.0\% \text{ sólidos.}$$

D) Concentración de salida del efecto III.

Sólidos de entrada totales = 29260 lb/h

Agua evaporada en II = 13000 lb/hr

Concentración final de II = 37.0% sólidos.

$$29260 \left( \frac{1}{C_o} - \frac{1}{0.37} \right) = 13\ 000$$

$C_o$  = Cons. entrada al II

$$29260 \left( \frac{1}{C_o} - 2.71 \right) = 13\ 000$$

$$\frac{1}{C_o} - 2.71 = \frac{13\ 000}{29\ 260} ; \frac{1}{C_o} - 2.71 = 0.444$$

$$\frac{1}{C_o} = 3.154 ; C_o = \frac{1}{3.154} \times 100$$

$$C_o = 31.8\% \text{ Sólidos.}$$

E) Concentración de salida del efecto IV.

Sólidos de entrada totales = 29260 lb/hr

Agua evaporada en el III = 12 000 lb/hr

Concentración final de III = 31.8% sólidos.

$$29260 \left( \frac{1}{C_o} - \frac{1}{0.318} \right) = 12\ 000 \quad C_o = \text{Cons. entrada al III}$$

$$29\ 260 \left( \frac{1}{C_o} - 3.14 \right) = 12\ 000$$

$$\frac{1}{C_o} - 3.14 = \frac{12\ 000}{29\ 260} ; \frac{1}{C_o} - 3.14 = 0.410$$

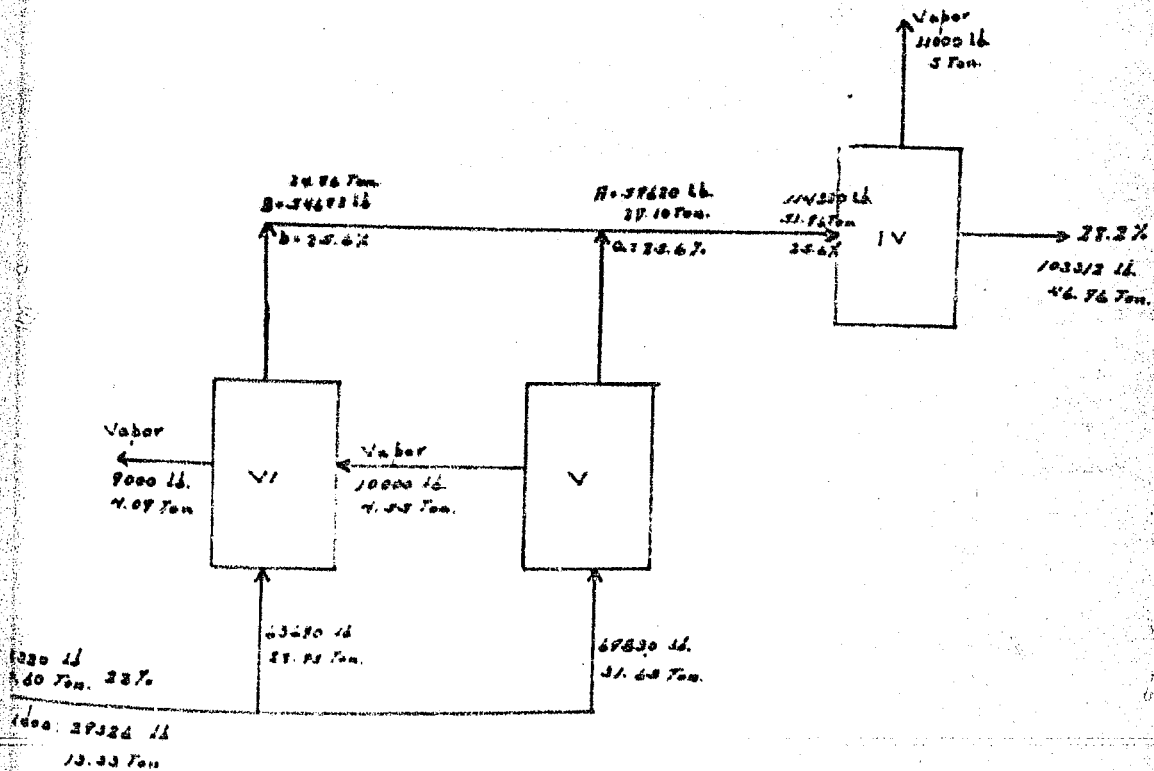
$$\frac{1}{C_0} = 3.55 ; C_0 = \frac{1}{3.55} \times 100$$

$$C_0 = 28.2 \% \text{ sólidos.}$$

P) Concentración de salida de los efectos V y VI.

V y VI.

Alimentación hecha en paralelo al quinto y sexto efectos.



Agua evaporada en efecto V = 10 000 lb/h  
 = 4.55 Ton/hr

Agua evaporada en el efecto VI = 9 000 lb/h  
 = 4.09 ton/hr

Agua evaporada en el efecto IV = 11 000 lb/hr  
 = 5.00 Ton/hr

Cálculo del flujo de licor de salida de los efectos quinto y sexto.

A = Flujo de lejía, de salida del quinto efecto.

B = Flujo de lejía, de salida del sexto efecto.

a = Concentración de salida del quinto efecto.

b = Concentración de salida del sexto efecto.

Flujo total de licor negro que entra al sistema

= 133,320 lb/hr

= 60.60 Ton/hr

Flujo de licor alimentado al cuarto efecto:

$133,320 - (10\,000 + 9\,000) = 114,320$  lb/hr

= 51.96 Ton/hr

De donde:  $A + B = 114,320$  lb/hr

= 51.96 Ton/hr

Concentración de entrada al cuarto efecto.

Sólidos totales = 29,326 lb/hr

= 13.33 Ton/hr

$$C = \frac{29,326}{114,320} \times 100 \quad C_0 = 25.6\% \text{ sólidos.}$$

Hipótesis:  $\frac{A}{B} = \frac{10,000}{9,000} \therefore A = 1.10 B \dots\dots\dots (1)$

$$A + B = 114,320 \text{ lb/hr} \dots\dots\dots (2)$$

Sustituyendo el valor de A en la ecuación  $\dots\dots\dots (2)$

$$1.10 B + B = 114,320$$

$$B = \frac{114,320}{2.10} \quad B = 54,692 \text{ lb/hr}$$

$$= 24.86 \text{ Ton/hr}$$

$$A + B = 114,320; A + 54,692 = 114,320$$

$$A = 114,320 - 54,692 \quad A = 59,628 \text{ lb/hr}$$

$$= 27.10 \text{ Ton/hr}$$

Concentración del licor negro original = 22% sólidos.

$$4.09 = B \cdot b \left( \frac{1}{.22} - \frac{1}{B} \right) \dots\dots\dots (3)$$

$$4.55 = A \cdot a \left( \frac{1}{.22} - \frac{1}{A} \right) \dots\dots\dots (4)$$

$$4.09 = 4.54 B \cdot b - B \dots\dots\dots (5)$$

$$4.55 = 4.54 A \cdot a - A \dots\dots\dots (6)$$

Despejando "b" de 5, tenemos:

$$b = \frac{4.09 + B}{4.54 B} = 100$$

Despejando "a" de 6, se tiene:

$$a = \frac{4.55 + A}{4.54 A} = 100$$

$$b = \frac{4.09 + 24.86}{4.54 \times 24.86} \times 100 = \frac{28.95}{112.8} \times 100 \quad b = 25.6\% \text{ sólidos.}$$

$$a = \frac{4.55 + 27.10}{4.54 \times 27.10} \times 100 = \frac{31.61}{123} \times 100 \quad a = 25.6\% \text{ sólidos.}$$

ALIMENTACION A LOS CUERPOS QUINTO Y SEXTO.

Al cuerpo quinto.

$$\begin{aligned} 59,630 + 10,000 &= 69,630 \text{ lb/hr} \\ &= 31.65 \text{ Ton/hr} \quad a \text{ 22\% sólidos.} \end{aligned}$$

Al cuerpo Sexto:

$$\begin{aligned} 54,690 + 9,000 &= 63,690 \text{ lb/hr} \\ &= 28.95 \text{ Ton/hr} \quad a \text{ 22\% sólidos.} \end{aligned}$$

Flujo total alimentado:

$$\begin{aligned} 69,630 + 63,690 &= 133,320 \text{ lb/hr} \\ 31.65 + 28.95 &= 60.60 \text{ Ton/hr} \end{aligned}$$



### Diferencias de Temperaturas.

Las  $T$  que satisfacen las condiciones para el cálculo del equipo son las siguientes:

$$\Delta T_{1-A} = 17^{\circ}F$$

$$\Delta T_{1-V} = 20^{\circ}F$$

$$\Delta T_{1-B} = 20^{\circ}F$$

$$\Delta T_V = 17^{\circ}F$$

$$\Delta T_{III} = 17^{\circ}F$$

$$\Delta T_{VI} = 14^{\circ}F$$

$$\Delta T_{III} = 16^{\circ}F$$

La Elevación el Punto de Ebullición de la lejía de acuerdo con la concentración de sólidos, se determinó experimentalmente en el laboratorio, encontrándose los datos, que aparecen consignados en la gráfica No. 1.

De acuerdo con nuestros datos de concentración en % de sólidos de la lejía que se va a tratar, se tienen los siguientes aumentos en el punto de ebullición, para cada uno de los efectos.

$$(E.P.E.)_{1-A} = 11.5^{\circ} F$$

$$(E.P.E.)_{IV} = 5.94^{\circ} F.$$

$$(E.P.E.)_{1-B} = 10.2^{\circ} F$$

$$(E.P.E.)_V = 5.04^{\circ} F$$

$$(E.P.E.)_{II} = 8.64^{\circ} F$$

$$(E.P.E.)_{VI} = 4.86^{\circ} F$$

$$(E.P.E.)_{III} = 7.10^{\circ} F$$

COMPROBACION DE LAS  $\Delta T$  SUPUESTAS:

$$\Delta T_1 = T_v - T_1$$

$$\Delta T_2 = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \dots + \Sigma EPE$$

$\Delta T_v$  = Temperatura del vapor de entrada.

$\Delta T_1$  = Temperatura de la lejía de entrada.

$$\Sigma T = 121^\circ F$$

$$\Sigma EPE = 53^\circ F$$

$$\Delta T_1 = 121 + 53^\circ F = 174^\circ F$$

Temperatura del vapor de entrada =  $295^\circ F$

Temperatura de la lejía de entrada =  $122^\circ F$

$$\Delta T_1 = 295 - 122 = 173^\circ F$$

CALCULO DE LAS DIFERENTES TEMPERATURAS EN EL SISTEMA.

- 1) Temperatura del vapor alimentado a cada uno de los cuerpos, menos el primero.
- 2) Temperatura de la lejía.
- 3) Temperatura de saturación del agua evaporada.

La temperatura de la lejía corresponde a la temperatura del vapor de alimentación menos su  $\Delta T$ .

La temperatura de saturación del agua evaporada es la temperatura que en ese efecto, del sistema, tiene la lejía, antes su aumento, en el punto de ebullición.

Las diferentes temperaturas, quedan representadas en la Tabla No. 1.

Ta que el vapor de alimentación al efecto No. II, es una mezcla, del vapor producido en el efecto I-A y I-B su temperatura, queda determinada, como una temperatura media.

$$t_{II} = \frac{6\ 000 \times 265.5 + 8\ 000 \times 264.8}{6\ 000 + 8\ 000} = \frac{371\ 740}{14\ 000} \quad t_{II} = 264.5^{\circ}P$$

Presión del vapor de alimentación.

$$P_{I-A} = 61.7 \text{ psia.}$$

$$P_{IV} = 15.9 \text{ psia.}$$

$$P_{I-B} = 61.7 \text{ psia.}$$

$$P_V = 9.80 \text{ psia.}$$

$$P_{II} = 36.3 \text{ psia.}$$

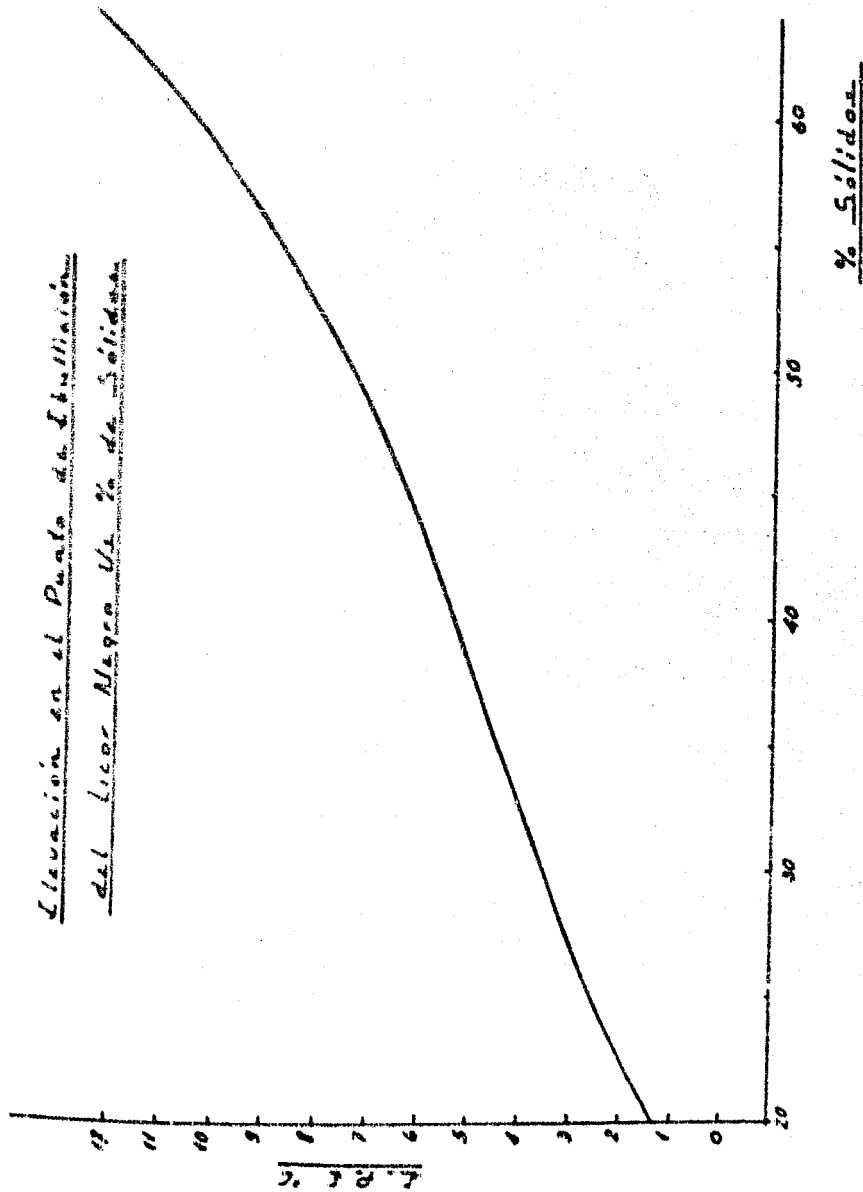
$$P_{VI} = 5.98 \text{ psia.}$$

$$P_{III} = 24.5 \text{ psia.}$$

DISTRIBUCION DE TEMPERATURAS EN LOS DIFERENTES PUNCTOS.

EFFECTO.	Temperatura vapor de alimentación - °p	$\Delta T$ °p	Temperatura de la logia. °p	E.P.M. °p	Temperatura calcu- ración del agua - evaporada. °p
I-A	295	17	278	11.5	266.5
I-B	295	20	275	10.2	264.8
II	264.5	17	247.5	8.44	238.9
III	238.9	16	222.9	7.17	215.8
IV	215.8	20	195.8	5.94	189.9
V	189.9	17	172.9	5.04	167.9
VI	167.9	14	153.9	4.86	149.1

Llaveación en el Punto de Ebullición  
del Licor Negro U. % de Sólidos



CALORES LATENTES DE CONDENSACION.  $\lambda_c$ TABLA NUM. 2.

Temperatura Vapor de alimentacion o p.	Calor latente de condensacion BTU/lb.
295	912
295	912
264.5	935.1
238.9	952.8
215.8	967.8
189.9	982.9
167.9	996.4

CALORES LATENTES DE SATURACION.  $\lambda_s$ TAJLA EUR. 3

Temperatura de saturación del agua evaporada °C.	Calor latente de saturación BTU/lb.
266.5	934.2
264.5	935.1
238.9	952.8
215.8	967.8
189.9	982.9
167.9	996.4
149.1	1 907.3

CALCULO DE LA CANTIDAD DE CALOR TRANSMITIDO "Q" BTU/hr.

El calor transmitido por el vapor producido en cada uno de los efectos, será dicha cantidad de vapor en -- lb/hr por su calor latente de evaporación en BTU/lb.

$Q_{I-A}$	-	6 000 x 934.2	=	$5.60 \times 10^6$	BTU/hr
$Q_{I-B}$	-	8 000 x 935.1	=	$7.48 \times 10^6$	BTU/hr
$Q_{II}$	-	13 000 x 952.8	=	$12.38 \times 10^6$	BTU/hr
$Q_{III}$	-	12 000 x 967.8	=	$11.61 \times 10^6$	BTU/hr
$Q_{IV}$	-	11 000 x 982.9	=	$10.81 \times 10^6$	BTU/hr
$Q_V$	-	10 000 x 996.4	=	$9.96 \times 10^6$	BTU/hr
$Q_{VI}$	-	9 000 x 1 007.3	=	$9.06 \times 10^6$	BTU/hr

CALCULO DE LA CANTIDAD DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO.- "W" lb/hr

Dicha cantidad de vapor resulta de dividir el -- calor transmitido entre el calor latente de condensación del vapor producido por cada uno de los cuerpos del sistema.

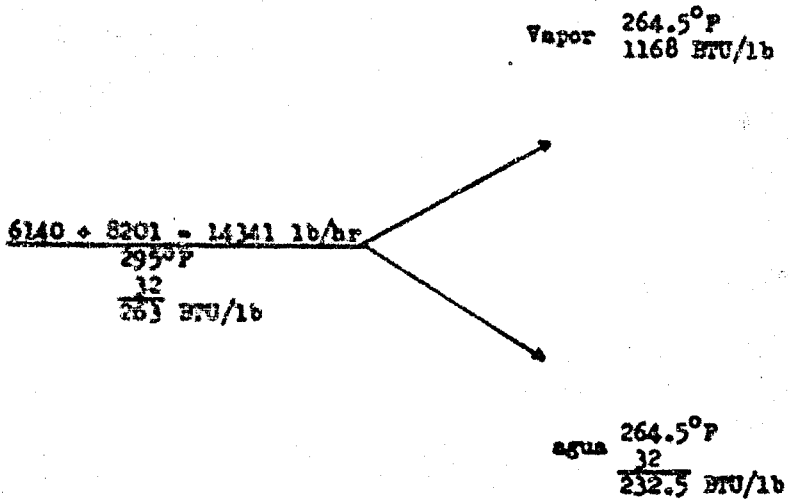


$V_{I-A}$	-	$\frac{2.60 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{912 \text{ BTU/lb}}$	-	6 140 lb/hr
$V_{I-B}$	-	$\frac{748 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{912 \text{ BTU/lb}}$	-	8 201 lb/hr
$V_{II}$	-	$\frac{12.15 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{935.1 \text{ BTU/lb}}$	-	13 239 lb/hr
$V_{III}$	-	$\frac{11.61 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{952.6 \text{ BTU/lb}}$	-	12 185 lb/hr
$V_{IV}$	-	$\frac{10.81 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{967.8 \text{ BTU/lb}}$	-	11 170 lb/hr
$V_V$	-	$\frac{9.96 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{982.9 \text{ BTU/lb}}$	-	10 133 lb/hr
$V_{VI}$	-	$\frac{9.06 \times 10^6 \text{ BTU/hr}}{996.4 \text{ BTU/lb}}$	-	9 092 lb/hr

CALCULO DEL VAPORES PARA CALENTAMIENTO PRODUCIDO POR EVAPORACION INSTANTANEA.

Dicho vapor es producido al pasar los condensados a tanques en los cuales se encuentra una presión menor que la que tienen los condensados dentro del cuerpo del evaporador, produciéndose la ebullición con desprendimiento de vapor - - debido a la diferencia de presiones.

A) Vapor producido por flash, del efecto I-A y I-B y que se mete como vapor de calentamiento al efecto II.-



$$263 = 1168 \alpha + 232.5 (1 - \alpha)$$

$$263 = 1168 \alpha + 232.5 - 232.5 \alpha$$

$$31 = 936 \alpha ; \quad \alpha = \frac{31}{936}$$

$$\alpha = 0.0331 \text{ lb vapor/lb agua en lajja.}$$

$$W_{\text{vapor}} = 14341 \times 0.0331 = 474 \text{ lb/hr}$$

3) El efecto III va a admitir, dos corrientes de vapor producido por flash.

10.)- Vapor por flash del efecto I-A del licor concentrado.

20.)- Vapor por flash del efecto II por el condensado.

Primera corriente:

Vapor  $264.5^{\circ}\text{F}$   
1168 BTU/lb

$\frac{36,014 \text{ lb/hr}}{266.5^{\circ}\text{F}}$   
 $\frac{32}{234.5 \text{ BTU/lb}}$

agua  $264.8^{\circ}\text{F}$   
 $\frac{32}{232.8 \text{ BTU/lb}}$

$$234.5 = 1168 \alpha + 232.8 (1 - \alpha)$$

$$234.5 = 1168 \alpha + 232.8 - 232.8 \alpha$$

$$1.7 = 935.2 \alpha \therefore \alpha = \frac{1.7}{935.2}$$

$$\alpha = 0.00182 \text{ lb vapor/lb agua en lejfa.}$$

$$W_{\text{vapor}} = 26014 \times 0.00182 = 63.8 \text{ lb/hr}$$

Segunda corrientes

Vapor 238.90F  
1159 BTU/lb

$$\frac{11219 + 474 = 11713 \text{ lb/hr}}{261.5^\circ\text{F}}$$

$$\frac{12}{232.5 \text{ BTU/lb.}}$$

agua 238.9  
 $\frac{12}{206.9 \text{ BTU/lb}}$

$$232.5 = 1159 \alpha + 206.9 (1 - \alpha)$$

$$232.5 = 1159 \alpha + 206.9 - 206.9 \alpha$$

$$25.6 = 952.1 \alpha \quad \therefore \quad \alpha = \frac{25.6}{952.1}$$

$$\alpha = 0.0268 \text{ lb vapor/lb agua en lejfa.}$$

$$V_{\text{vapor}} = 11713 \times 0.0268 = 368 \text{ lb/hr}$$

Flujo total de vapor por flash, que entra al efecto

III.

$$61.8 + 368 = 431.8 \text{ lb/hr}$$

En la misma forma se calculo, la cantidad de vapor obtenida por evaporación instantánea de los otros cuerpos del sistema siendo dichas cantidades las siguientes:

Del cuerpo III se obtiene 303 lb/hr

Del cuerpo IV se obtiene 302 lb/hr

Del cuerpo V se obtiene 230 lb/hr

COEFICIENTES TOTALES DE TRANSMISION DE CALOR. - "U" BTU/hr ft<sup>2</sup> °F.

Los valores tomados para los coeficientes totales de transmisión de calor, encontrados en la práctica con los cuales trabaja este tipo de evaporadores, se cree son los correctos, ya que quedan dentro del rango de valores, establecido por la literatura especializada y compañías productoras de este tipo de equipo.

A su vez los valores de dichos coeficientes dependen de gran número de variables, tales como el material de que están hechos los tubos, el contacto de la película del líquido por evaporar con la pared del tubo, el grueso y diámetro del tubo, algo muy importante es la menor o mayor facilidad de incrustación que tenga el líquido por evaporar.

Por lo tanto es recomendable hacer el cálculo de "U" cuando ya el equipo está en proceso ya que de esa manera, nos daremos cuenta de la menor o mayor incrustación presentada en cada uno de los cuerpos.

Los valores tomados de "U" para nuestro caso son los siguientes:

$$U_{I-A} = 111 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{IV} = 180 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

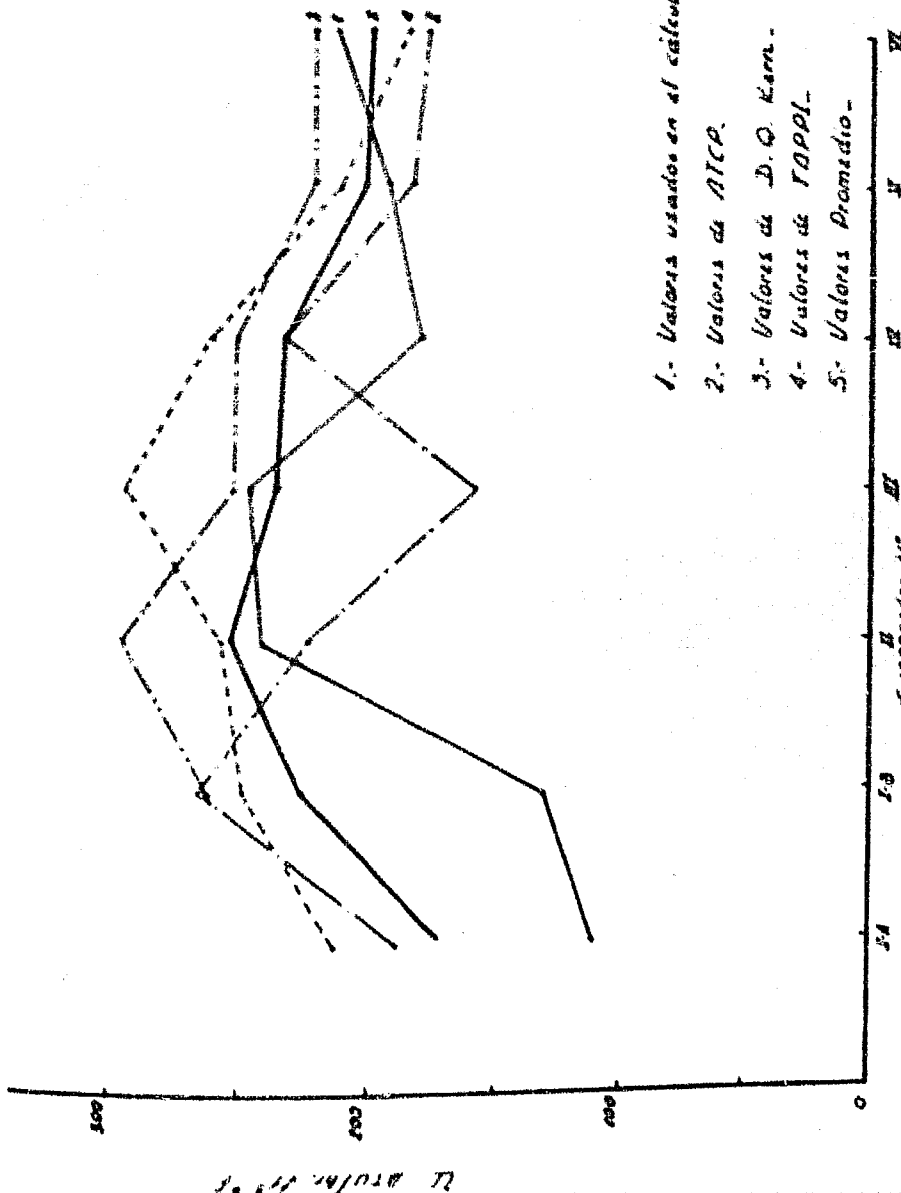
$$U_{I-B} = 131 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_V = 193 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{II} = 241 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{VI} = 213 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_{III} = 246 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$



- 1.- Valores usados en el cálculo.
- 2.- Valores de ATCP.
- 3.- Valores de D.O. Kern.
- 4.- Valores de TAPPI.
- 5.- Valores Promedio.

Valores de V. para cuerpo en diferentes instalaciones

CÁLCULO DEL ÁREA DE CALENTAMIENTO.

Por la ecuación de  $Q = KA\Delta T$  en donde:

$Q$  = calor transmitido. BTU.hr.

$A$  = Área de calentamiento - ft<sup>2</sup>

$K$  = Coef. total de trans. de calor. - BTU.hr ft<sup>2</sup> °F

$\Delta T$  = Caída de temperatura. - °F

Despejando el área "A" tenemos:

$$A = \frac{Q}{K\Delta T}$$

Con nuestros datos anteriores, se procede al cálculo del área, para cada uno de los efectos del sistema.

$$A_{I-A} = \frac{4.43 \times 10^5}{17 \times 111} = 2967 \text{ ft}^2$$

$$A_{I-B} = \frac{3.43 \times 10^6}{30 \times 111} = 2854 \text{ ft}^2$$

$$A_{II} = \frac{12.18 \times 10^6}{17 \times 141} = 3021 \text{ ft}^2$$

$$A_{III} = \frac{11.61 \times 10.6}{10 \times 243} = 2946 \text{ ft}^2$$

$$A_{IV} = \frac{10.21 \times 10^6}{30 \times 150} = 3000 \text{ ft}^2$$

$$A_V = \frac{2.46 \times 10^5}{17 \times 101} = 3039 \text{ ft}^2$$

$$A_{VI} = \frac{2.06 \times 10^6}{14 \times 213} = 3018 \text{ ft}^2$$

Como vemos nuestras áreas arrojan prácticamente un valor de 3 000 ft<sup>2</sup> de superficie de calentamiento. Tomando en cuenta la insuatación que presenta el licor negro ya operando el equipo, se tomará un valor conservador para nuestras áreas, dicho valor para todos los cuerpos será de 3 200 ft<sup>2</sup>.

Especificaciones.

Superficie de calentamiento = 3 200 ft<sup>2</sup>

Longitud de los tubos = 20 ft

Diámetro exterior del tubo = 2 pul.

Espesor de la pared del tubo = 0.125 pul.

Superficie externa por pie lineal de tubo = 0.5233 ft<sup>2</sup>

Número de tubos =  $N_T$

$$N_T = \frac{3\,200}{20 \times 0.5233} = 306$$

Número de tubos = 306

Arreglo de los tubos = Triangular.

Distancia centro a centro = 6 pul.

Diámetro del cuerpo del evaporador = 5 ft.

Espesor de la placa del cuerpo del Evap. 1/2 pul de acero al carbón.

Espesor de los espajos = 2 pulgadas.

Material de fabricación de los tubos

En los efectos I-A y I-B, donde se tienen las temperaturas y concentraciones más altas, y donde se puede presentar la —



máxima corrosión, los elementos de calentamiento serán de acero inoxidable tipo 304.

Para los demás cuerpos los elementos de calentamiento, se fabricarán también de acero inoxidable tipo 304, — con objeto de reducir al máximo, su costo de mantenimiento.

### SEPARADORES

Los separadores de vapor, estarán fabricados por una maya de acero inoxidable tipo 304 y del mismo material sus soportes al cuerpo del evaporador.

El espesor de la maya será de 6 pulgadas y su — diámetro de 5'-6"

### Sistema de Evaporación por Flash.

Dicho Sistema estará formado por tres tanques cilíndricos, fabricados de acero al carbón con un espesor de placa de 1/4 pul. con un diámetro de 1'-6" y una altura de 4 ft.

Estarán provistos con un deflector interno y — conexiones de entrada de condensado y salida de vapor.

### Tubería de vapor.

Los primeros efectos (I-A ; I-B) están provistos con tubería de  $\phi$  14" para la salida del vapor, los demás efectos, contarán con tubería de  $\phi$  16".

Tubería para vapor vivo.

La entrada de vapor a los dos primeros efectos, se hará por medio de tubería de  $\phi$  8" órdula 40.

 AISLAMIENTO DEL SISTEMA. 

El aislamiento requerido por el Sistema de evaporación que nos ocupa, está referido, a todas aquellas partes del equipo, en las que es necesario evitar en todo lo posible dentro de lo económico, pérdidas de calor.

El aislante escogido es lana mineral.

El equipo por aislar es el siguiente:

- a).- Tuberías de conducción, de lejía y condensados.
- b).- Tuberías de conducción de vapor.
- c).- Cuerpos de los evaporadores, tanques de evaporación instantánea y tanques separadores (atlonas).
- d).- Tanques de almacenamiento de lejía.

En la tubería para lejía y condensados se usarán cubiertas de lana mineral, prensada y afelpada empalmándose a sus extremos unas a otras con una solapa especial, una vez colocadas se les da un acabado con cemento monolítico, con objeto de darles una buena presentación.

Su factor de conductividad térmica es de 0.42  
 B.U.ft hr. a 200° F

El espesor de aislante recomendado es el si -  
 guiente:

Para tuberías de lejía espesor de 1 1/2 pul.

Para tubería de condensados espesor de 1 1/4 pul.

Para tuberías de vapor, cuerpo de los evaporados  
 tanques de evaporación instantánea y tanques separadores, se  
 recomienda el aislante de lana mineral denominado como Cemen-  
 to Aislante Monolítico, por presentar ciertas ventajas, tales  
 como su plasticidad y adhesividad, aumento de eficiencia tér-  
 mica después de su exposición al calor, su alto rendimiento -  
 y su recuperación, cuando es necesario quitar el aislamiento  
 para hacer reparaciones al equipo.

Los espesores de aislamiento recomendados para -  
 estas partes de equipo son las siguientes:

Cuerpo de evaporadores, espesor de 2 1/2 pul.

Tanques separadores, espesor de 2 1/2 pul.

Tanques de evaporación instantánea, espesor de 1 1/2 pul.

Tuberías de vapor, espesor de 2 1/2 pul.

Este tipo de aislante también es recomendable -  
 para accesorios de tuberías tales como: codos, válvulas y bridas.

El aislamiento a base de lana mineral recomendado para tanques de almacenamiento de lejía es del tipo de Colchas Aislantes, aislante propio para aplicarse a partes de equipo - planas o ligeramente curvas. Sus ventajas se presentan, como su baja conductividad térmica de 0.27 BTU/in. ft. hr. °F a  $-297^{\circ}F$ , su estabilidad química en equipo instalado a la intemperie y su fácil y rápida instalación debido al tamaño en que se surta.

Los espesores recomendados son:

Para tanques de lejía débil, espesor de 1"

Para tanque de lejía concentrada, espesor de 1 1/2"

#### CALCULO DEL CONDENSADOR.

El condensador que se propone, es un condensador de superficie, en el cual el agua fría y el vapor que se condensa, están separados por superficies metálicas.

Este tipo de condensadores, son mucho más caros — que los de chorro y consumen más agua, pero tienen como ventaja la recuperación, por separado del vapor condensado sin mezclarlo con el agua de enfriamiento.

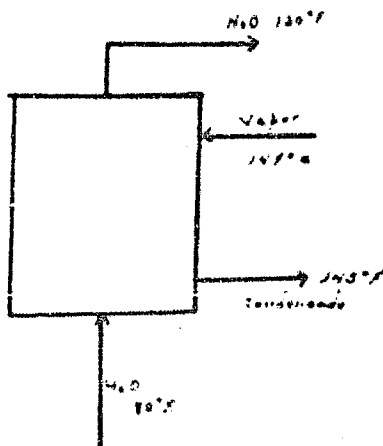
Puede calcularse el área necesaria en un condensador de superficie partiendo del calor que hay que quitar al vapor, de la diferencia media de temperaturas y del coeficiente — de transmisión de calor.

Las partes principales de un condensador de superficie además de la coraza y los tubos de agua, son su gran entrada de vapor de escape, solidas a los lados para eliminar el aire y un pose caliente con su sélida de condensado y aire.

Los tubos se ponen con placas de soporte para todos ellos ya que el vapor los atraviesa en flujo cruzado.

La parte inferior del haz está separada para permitir el enfriamiento de la mezcla de aire vapor que va a los aparatos de vacío. Estos son usualmente un eyector de vapor. Puesto que el vapor de agua condensa isotérmicamente la  $\Delta t_m$  en flujo cruzado es idéntica a la del flujo en contra corriente.

El método de cálculo está de acuerdo por las prácticas recomendadas por el Heat Exchange Institute, cuyas compañías miembros incluyen los fabricantes más comentados de condensadores de superficie.



Temp. agua de enfriamiento = 80°F

Temp. agua de salida = 120°F

Q = U A m.

Condiciones:

1 paso en la coraza (vapor)

4 pasos en los tubos (agua)

Se prefiere meter al agua en los tubos para evitar la incrustación en la coraza del cuerpo, ya que de hecho el vapor que se alimenta al condensador, es una agua bastante pura, sustancialmente libre de impurezas que puedan ocasionar incrustaciones.

Velocidad de agua en los tubos = 4 ft/seg.

$$MLDT = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \lg \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

	Fluido caliente		Fluido Frío			
$T_1$	= 149	-	120	$t_2$	= 29	= $\Delta t_2$
$T_2$	= 145	-	80	$t_1$	= 65	= $\Delta t_1$
					36	= $36(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$MLT = \frac{36}{2.3 \lg \frac{65}{29}} = \frac{36}{2.3 (1.8129 - 1.4624)} = \frac{36}{2.3(1.8129 - 1.4624)}$$

$$= \frac{36}{2.3 \times 0.3505} = \frac{36}{0.8061} = 44.7^\circ F$$

$$MLDT = 44.7^\circ F$$

## CALCULO DEL FACTOR PARA CORRECCION DE LA MLΔT.

Fluido Caliente		Fluido Frio	Diferencias
149	Temp. alta	120	29
145	Temp. baja	80	65
4	Diferencias	40	36

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2}$$

$$S' = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2}$$

$$R = \frac{4}{40} = 0.1$$

$$S' = \frac{40}{149 - 80} = \frac{40}{69} = 0.58$$

$$R = 0.10$$

$$S' = 0.98$$

$$S' = 0.58$$

$$\therefore ML\Delta T = 44.7 \times 0.98 = 43.8^{\circ}F$$

$$\Delta t_m = 43.8^{\circ}F$$

CALCULO DEL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSMISION DE CALOR "U"

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} \times \frac{D_o}{D_i} + \frac{L}{K} + \frac{1}{h_2}} \quad (1) \quad U; \text{ basada en el area externa.}$$

$h_1$  = Coef. de trans. de calor BTU/hr ft<sup>2</sup> °F (agua en los tubos)

$D_o$  = Diámetro exterior del tubo. ft.

$D_i$  = Diámetro interior del tubo. ft.

$L$  = Espesor de la pared del tubo. ft.

$K$  = Conductividad térmica del agua. BTU/hr ft<sup>2</sup> °F

$h_2$  = Coef. de condensación. BTU/hr ft<sup>2</sup> °F.

Se usarán tubos de 3/4"  $D_o$ . 16 BWG.

Longitud de los tubos = 16 ft.

Carga de vapor = 9092 lb/hr. + 230 lb/hr. del flash.

Carga total 9322 lb/hr.

Velocidad agua en los tubos = 4 ft/seg.

$$h_1 = 910 \text{ BTU/hr. ft}^2 \text{ °F}$$

$D_o$  = 0.75" = 0.0625 ft.

$D_i$  = 0.62" = 0.0516 ft.

$L$  = 0.65" = 0.00542 ft.

$K$  = 0.340 BTU.hr ft<sup>2</sup> °F.



Carga de condensación =  $\frac{2122}{16} = 502$  lb/hr ft. lineal.

$$h_2 = 160 \text{ BTU/hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Sustituyendo nuestros datos en la ecuación (1)

$$U = \frac{1}{\frac{1}{918} + \frac{0.0025}{0.0516} + \frac{0.00512}{0.340} + \frac{1}{360}}$$

$$= \frac{1}{0.00110 + 1.21 + 0.00159 + 0.00278} = \frac{1}{0.00560} = 179$$

$$U = 176 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El "U" calculado es el llamado coeficiente total limpio el cual está afectado por lo que se denomina Factores de Obstrucción, que se definen como porcentaje de los coeficientes totales limpios, llamado Factor de Limpieza.

En nuestro caso se recomienda un factor de limpieza de 85%, que significa que el coeficiente total de diseño, será, el 85% del coeficiente total limpio.

De donde:

$$U_D = 179 \times 0.85 = 152 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Cálculo del Area.

Por la ecuación  $Q = U_D A \Delta t_m$ .

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{9.66 \times 10^6}{152 \times 43.8} \therefore A = 1450 \text{ ft}^2$$

Cálculo del agua de enfriamiento.

$$Q = W C_p \Delta t_m$$

$$A_{H_2O} = \frac{Q}{C_p \Delta t_m} = \frac{9.66 \times 10^6}{1 \times 43.8} = 221000 \text{ lb/hr}$$

de agua a 60°F.

Cálculo del número de tubos.  $N_t$

$$A_t = \text{area de flujo por tubo} = 0.302 \text{ pul}^2$$

$$\text{Superficie por pie lineal} = 0.196 \text{ ft}^2$$

$$\therefore N_t = \frac{1450}{16 \times 0.196} = 462 \text{ tubos.}$$

$N_t = 462$  tubos de 3/4"  $D_o$ ; 16 BWG; 16 ft de longitud.

materiales: acero inoxidable tipo 304

Cálculo del area de flujo total.  $A_T$

$$A_T = \frac{N_t \times a_t}{144 \times 77.4}$$

$n_t$  = número de pasos en los tubos.

$$a_t = \frac{46.2 \times 0.302}{144 \times 4} = \frac{336}{576} = 0.242 \text{ ft}^2 / \text{pass.}$$

Comprobación de la velocidad supuesta del agua en los tubos.

$$\begin{aligned}
 W_{H_2O} &= \frac{221000}{2200} &= 100.5 \text{ ton/hr.} \\
 & &= 1.67 \text{ ton/min.} \\
 & &= 59.1 \text{ ft}^3/\text{min.}
 \end{aligned}$$

$$v = \frac{W \text{ ft}^3/\text{min}}{a_p \cdot f_c^2} = \frac{59.1}{0.242} = 244 \text{ ft/min.}$$

Velocidad supuesta = 4 ft/seg. = 240 ft/min.

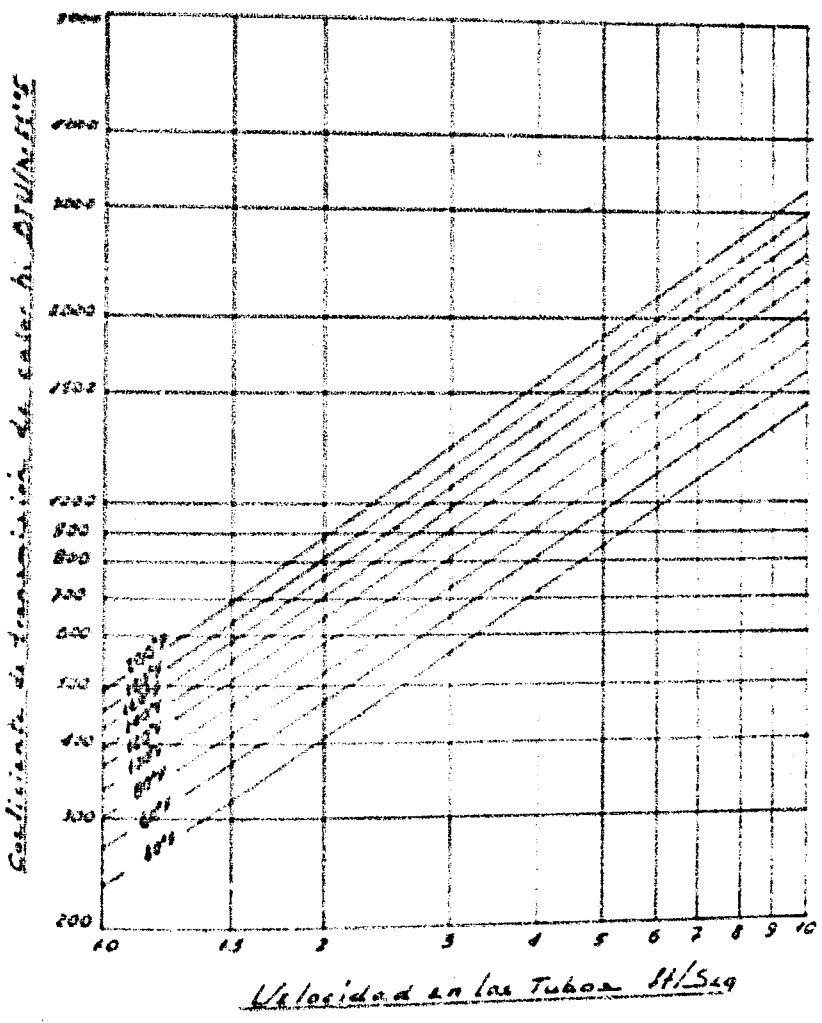
Velocidad encontrada = 4.06 ft/seg. = 244 ft/min.

El mismo condensador fue diseñado, con diferentes velocidades de flujo del agua, dentro de los tubos, las velocidades tomadas fueron de 2, 4, 6, 8 y 10 ft/seg.

Se prefirió el condensador, diseñado con una velocidad de flujo de agua de 4 ft/seg. ya que con esta velocidad propuesta, se tiene el área que se cree, económica y además prácticamente queda de acuerdo, dicha velocidad propuesta, con la velocidad a que se puede manejar el volumen de agua de enfriamiento necesario.

Los resultados obtenidos de los diseños con las diferentes velocidades del agua en los tubos, se encuentran reunidos en la tabla siguiente:

Gráfica de Transferencia de Calor -  
agua en los tubos.



Velocidad supuesta del agua en tubos - ft/seg.	Número de tubos	Area - $f_t^2$	Velocidad Encontrada ft/seg.
2	555	1740	3.33
4	462	1450	4.06
6	416	1370	4.40
8	420	1320	4.46
10	415	1300	4.55

Sistema de bombeo, para el servicio de agua-  
de enfriamiento al condensador.

Flujo de agua de enfriamiento = 441 GPM.

Longitud de tubo recto = 450 ft.

Dímetro exterior = 6"

Accesorios:

3 codos de 90°

2 válvulas compuerta 1/2 cerradas.

Longitudes equivalentes de accesorios en pies lineales de  
tubería:

3 codos 90° = 22 ft.

2 válvulas compuerta 1/2 cerradas = 200 ft.

longitud total de tubería = 672 ft.

El agua caliente de salida del condensador, descarga a una torre de enfriamiento, por medio de toberas a una presión en la base de la tobera de 32.8 ft. de agua (1 Kg/cm<sup>2</sup>.) y a una altura de 32.8 ft. con el objeto de tener, una buena aspiración de agua dentro de la torre y favorecer el contacto aire-agua.

$$\Delta H = \Delta h + \Delta P$$

$\Delta H$  = Altura de bombeo - ft. de H<sub>2</sub>O.

$\Delta h$  = diferencia de nivel. ft. de H, c.

$\Delta P$  = diferencia de presiones.

$\Delta h = 32.8$  ft. de agua.

$h = 32.8$  ft. de agua.

$$\Delta P = P_D - P_S$$

$P_D$  = Presión de descarga -ft. agua.

$P_S$  = Presión de succión- ft. agua.

$P_D = 1 \text{ Kg/cm}^2. = 32.8$  ft. de agua.

$P_S = 0$ , la bomba se encuentra a nivel cero.

$\Delta H = 32.8 + 32.8 = 65.6$  ft. de agua.

$$\Delta P = f \times \frac{\text{long. total de tubería}}{100} \quad \Delta P = \text{pérdidas por fricción en la tubería.}$$

$f = 2.93/100$  ft. de tubo.

$$\Delta F = 2.53 \times \frac{672}{100}$$

$$\Delta F = 17.0 \text{ ft. de agua.}$$

$$\Delta H_p = \Delta H + \Delta F$$

$\Delta H_p$  = altura de bombeo total.

$$\Delta H_p = 65.6 + 17.0$$

$$\Delta H_p = 82.6 \text{ ft. de agua.}$$

Potencia de la Bomba.

$$HP = \frac{GPM \times \Delta H_p \times S}{3960 \times E_p}$$

En donde:

GPM = Flujo mandado por la bomba, galones por minuto.

$\Delta H_p$  = Altura de bombeo total, en ft. agua.

S = gravedad específica del líquido por bombear gr/cob.

$E_p$  = Eficiencia de la bomba en %.

$$HP = \frac{331 \times 82.6 \times 1}{3960 \times 0.40} = \frac{36400}{1584} \quad HP = 23.0$$

Potencia Real = 25 H.P.

Tipo de bomba por usar. Centrífuga.

Se escoge este tipo de bomba, ya que es el tipo más apropiado, para servicios generales de abastecimiento de agua, alimentación de agua a calderas, circulación en los condensadores, retorno de condensados, etc.

Material de construcción de la bomba.- Totalmente de hierro.

Tipo de motor para accionar la bomba.

Un motor de 25 HP. tipo "Jaula de Ardilla" trifásico de inducción, totalmente cerrado, para conectarse a voltaje 220/440 volts. en conexión "Delta" o "Estrella" — respectivamente.

#### SISTEMA DE BOMBEO DE LEXIA NEGRA.

##### Consideraciones:

10.- La línea de descarga, de los efectos VI y V, se junta en una sola línea, la cual es la línea de alimentación para el efecto IV, de donde la temperatura de bombeo para este efecto, será la temperatura media de las dos corrientes. (Descargas de los efectos VI y V).

##### Obtención de la temperatura de bombeo para el efecto IV.

Corriente de salida del efecto VI = 54692 lb/hr.

Temperatura de salida = 153.9°F

Corriente de salida del efecto V = 59642 lb/hr

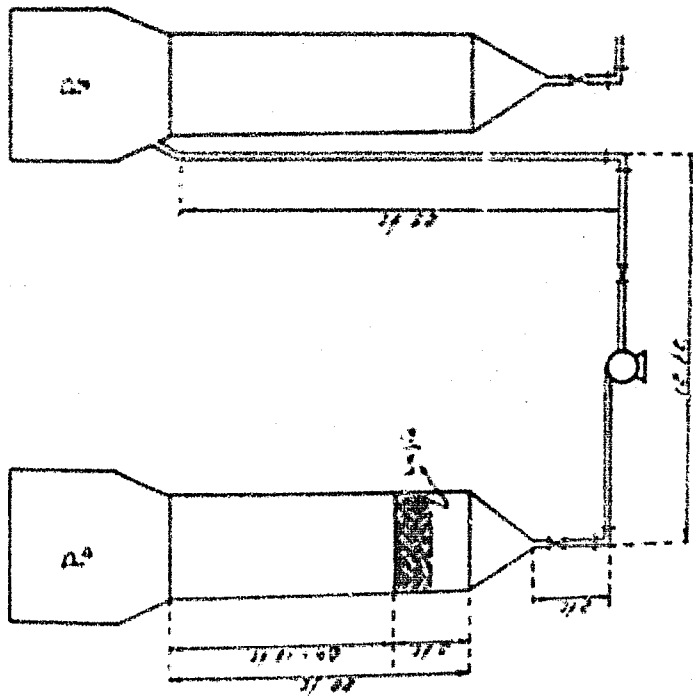
Temperatura de salida = 172.9°F

$$t_m = \frac{54692 \times 153.9 + 59642 \times 172.9}{54692 + 59642} = \frac{18729200}{114334} = 163.8^{\circ}\text{F}$$

∴ Temperatura de bombeo. para el efecto IV = 163.8°F

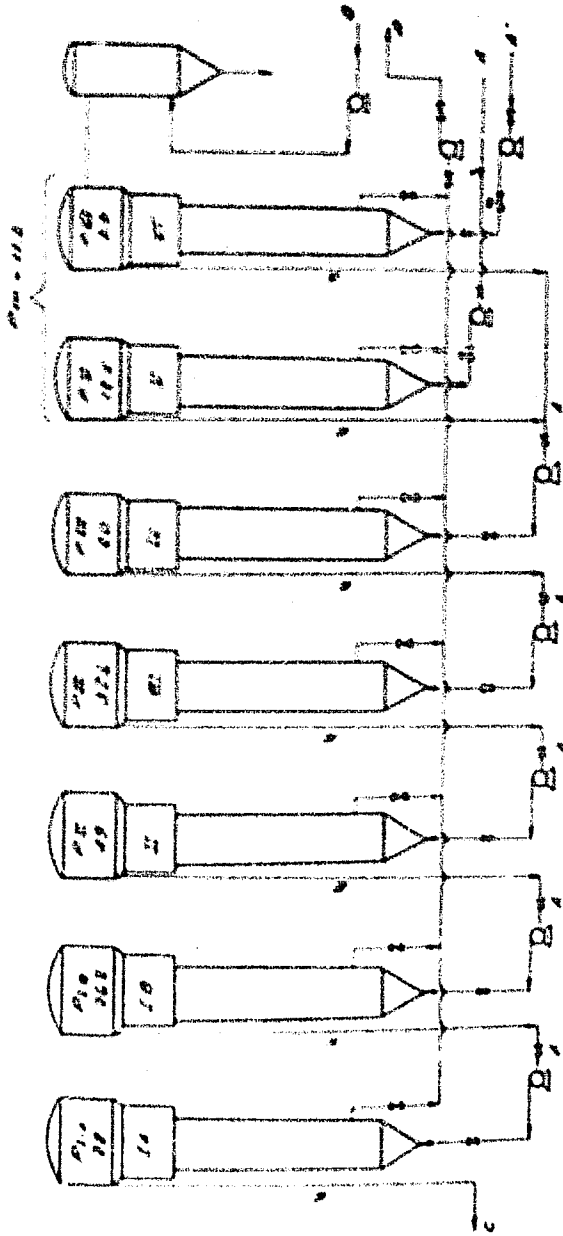


*Arreglo para a la empuja con el bombear de la lejia.*



F.Q.	TESIS M ESPINOSA
FIG. 6	1067

Diagrama de flujo del sistema de bombas



A. Líneas de alimentación de lejía.

B. Líneas de agua enfriamiento para condensador.

C. Descarga de lejía concentrada.

D. Descarga de condensados.

E. Líneas de descarga de lejía.

F.Q.	TESIS M. ESPINOSA.
FIG. 7	1967

2c.- La lejfa de salida del último efecto - - (lejfa de 4% de sólidos) lleva el calor suficiente, como para pasarla a una cambiador de calor y servir para precalentar la lejfa de alimentación al sistema. (lejfa de 22% de sólidos).

La lejfa concentrada saliendo del cambiador de calor, se pasa un tanque de almacenamiento y la temperatura a la que se bombea a dicho tanque, será la temperatura a la que salga del cambiador de calor.

Obtención de la temperatura de bombeo, de la lejfa concentrada a su tanque de almacenamiento.

D a t o s :

Fluido Frfo, Entrada.

Flujo = 133,320 lb/hr

Concentración = 22%

Temperatura = 122°F

$C_p = 0.88 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

Fluido Caliente, Entrada.

Flujo = 64306 lb/hr

Concentración = 45%

Temperatura = 278°F

$C_p = 0.76 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

Fluido Frfo, Salida.

Flujo = 133,320 lb/hr

Concentración = 22%

Temperatura = 143°F

$C_p = 0.88 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

Fluido caliente, Salida.

Flujo = 64306 lb/hr

Concentración = 45%

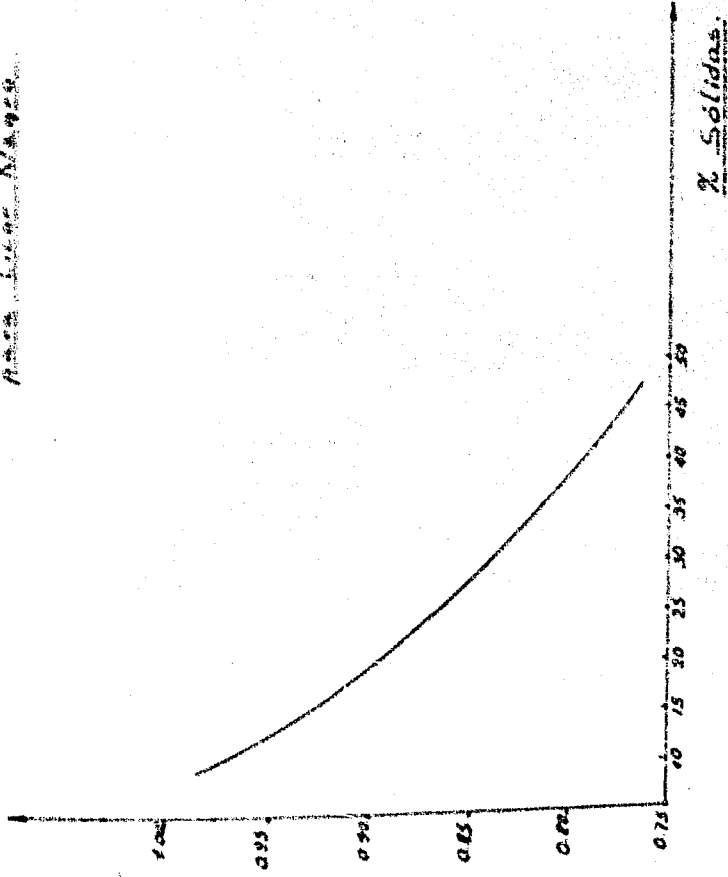
Temperatura = ?

$C_p = 0.76 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

Gráfica del Gr. de % de sólidos

Para Agua Marca

Calor específico Btu/lb °F



% Sólidos

Calor que toma el fluido frío de entrada.

$$Q_1 = 133120 \times 0.85 (143 - 122)$$

$$Q_1 = 117121 \times 21 \quad Q_1 = 2,461,741 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Esta cantidad de calor  $Q_1$ , es el que cede el fluido caliente de entrada, de donde se puede calcular, cual será la temperatura de salida del fluido caliente.

$$2,461,741 = 64106 \times 0.76 (276 - t_x)$$

$$2,461,741 = 48872 (276 - t_x)$$

$$13,586,416 - 2,461,741 = 48872 t_x$$

$$t_x = \frac{11,124,675}{48872} \quad t_x = 228^{\circ}\text{F}$$

Temperatura de bombeo, de lejía concentrada a tanque de almacenamiento =  $228^{\circ}\text{F}$ .

Especificaciones para tubería de conducción de lejía negra.

- 10.- Tipo de tuberías: cédula 40.
- 20.- Diámetro exterior de tubería para las líneas de alimentación a los efectos = 4 pulgadas.
- 30.- Diámetro exterior de tubería para las líneas de descarga de los efectos = 4 pulgadas.
- 40.- Diámetro exterior de tubería para la línea de descarga del efecto I-A = 3 pulgadas.

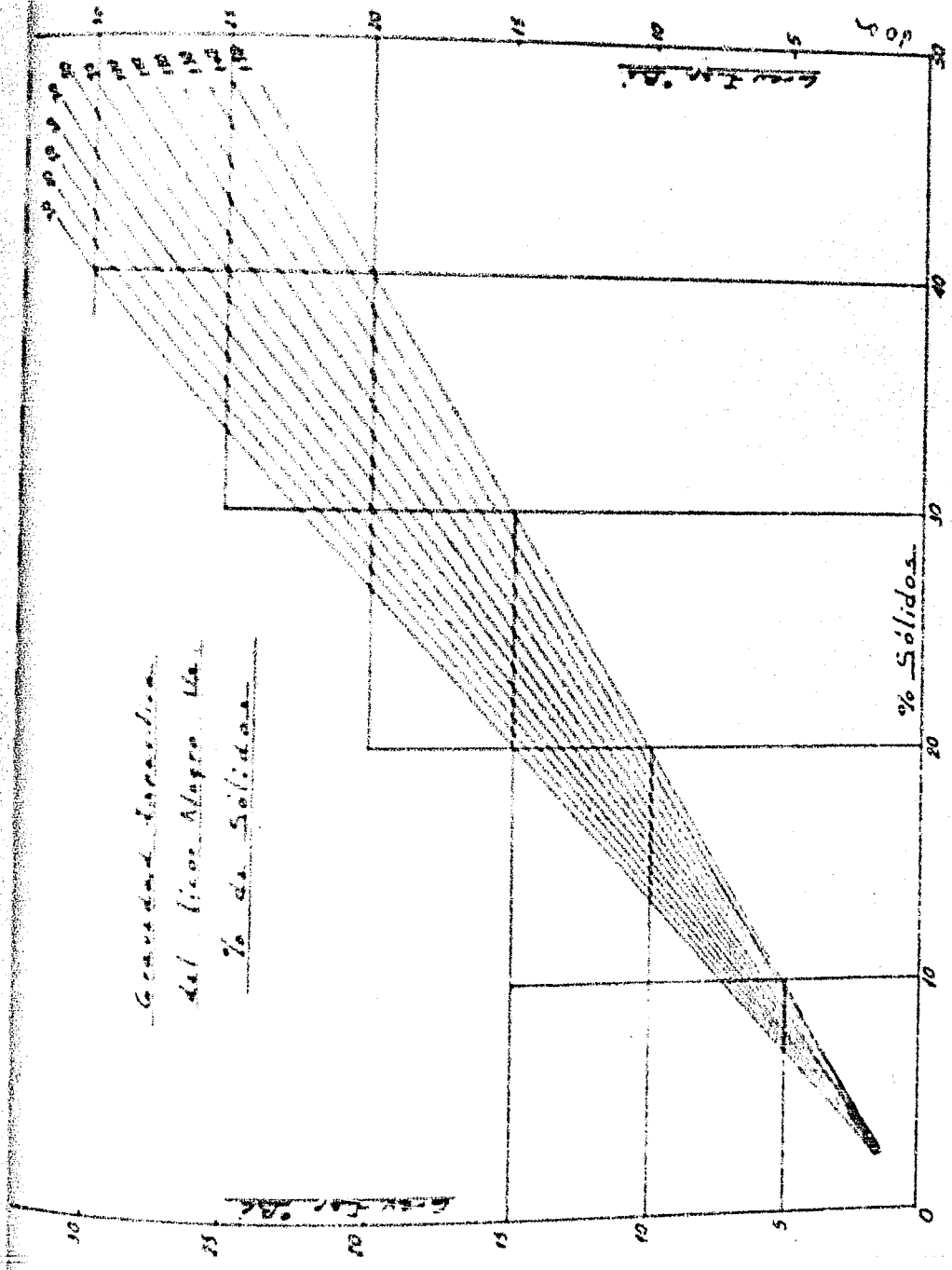
LOGO I. LA BOMBA DE LEJIA.

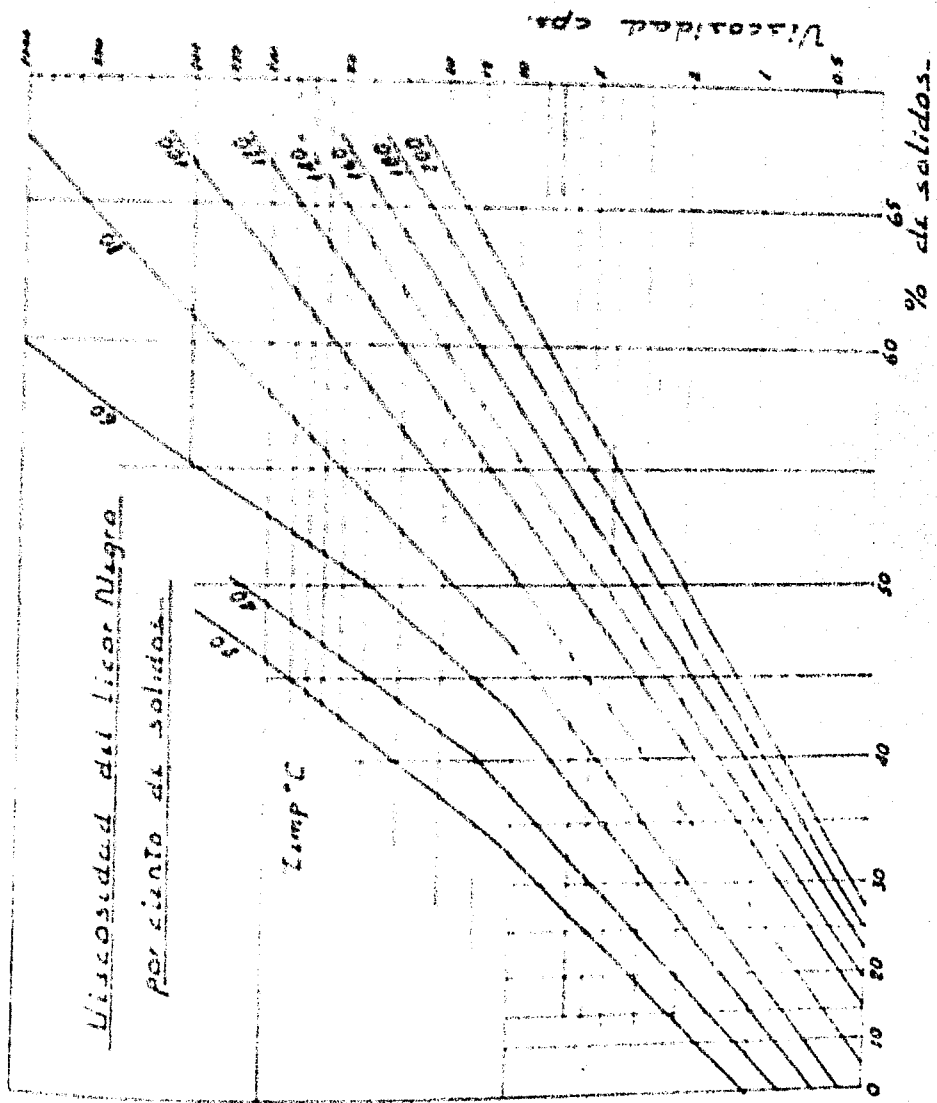
Efecto al que sirve.	Altura de bombeo		Temperatura de bombeo °C.	Concentración % sólidos.	Densidad g/l.
	Ten./hr	P.P.M.			
Quitar Alscotina- Alcornoque con centrado.	24.00	100.0	100	45.0	1.112
I-A	31.96	115.5	115	41.2	1.111
I-B	34.00	134.4	119.0	37.0	1.167
II	41.53	150.0	100.1	31.0	1.151
III	46.96	182.0	90.9	28.2	1.130
IV	51.96	202.0	73.2	25.6	1.132
V	31.65	125.0	61.6	22.0	1.116
VI	28.95	114.2	61.6	22.0	1.116

TABLA No. 4.

\* A Temperatura de succión de bombeo.

Granada, Irapuato  
 del Licor Negro Ma  
 % de Sólidos







50.- Longitudes equivalentes en pies lineales de tubería, para accesorios.

a) Tubería de 2" diámetro exterior.

Codo 90° = 7 ft.

Codo 45° = 5 ft.

Válvula compuerta 1/2 cerrada = 67 ft.

b) Tubería de 3" diámetro exterior.

Codo 90° = 5 ft.

Codo 45° = 4 ft.

Válvula compuerta 1/2 cerrada = 50 ft.

Válvula globo abierta = 90 ft.

Los taques de almacenamiento, tanto, el de la caja de alimentación al sistema (20% de sólidos) como el de la caja concentrada, (45% de sólidos) se consideran a la presión atmosférica. (En la Ciudad de México igual a 11.2 lb/ in<sup>2</sup>).

Ecuaciones para el cálculo de la altura total de bombeo.

1)  $H_P = P_D - P_S$        $H_P$  = Diferencia de presión.

$P_D$  = Presión de descarga. ft. de laja.

$P_S$  = Presión de succión. ft. de laja.

## FACTORES DE FRICCIÓN PARA TUBERÍA DE HORMIGÓN.

Tubería para el efecto.	Tipo de tubería.	Diámetro del tubo pulgada	Alimentación G.P.M.	Factor de fricción f/100 ft. de tubo.
Tanque Almacena- miento lejía --- concentrada.	Cédula 40	3	165.0	4.70
I-A	Cédula 40	4	119.5	1.67
I-B	Cédula 40	4	134.4	1.95
II	Cédula 40	4	158.8	2.83
III	Cédula 40	4	162.0	3.55
IV	Cédula 40	4	202.0	4.30
V	Cédula 40	4	125.0	1.80
VI	Cédula 40	4	114.2	1.57

TABLA No. 5.

FRECCIONES DE SUCCION Y LENCARZA PARA ROMERO.

Nota para el efecto.	Temperatura de vapor en cabezal °F	Freci6n Interna 10/10 <sup>3</sup>	Freci6n Interna f <sub>1</sub> de H <sub>2</sub> O	Densidad de la lejía a la succi6n g/l.	Freci6n de succi6n f <sub>2</sub> de lejía.	Freci6n de descarg a f <sub>3</sub> de lejía.
Tanque almacenamiento lejía con centrada.	-	11.2	37.1	1.212	55.9	22.1
I-A	266.5	19.6	91.5	1.177	76.2	78.0
I-B	264.0	18.4	88.6	1.167	49.0	76.2
II	218.9	24.5	56.7	1.151	12.6	49.0
III	215.0	15.9	16.0	1.136	20.0	32.6
IV	189.9	9.8	22.6	1.130	11.2	20.0
V	167.9	5.90	13.0	1.116	24.1	12.5
VI	149.1	3.70	0.55	1.116	24.1	7.70

TABLA No. 6

$$2).- \Delta H = \Delta h = \Delta P.$$

$\Delta h$  = Diferencia de niveles.

$$3).- \Delta P = f \times \frac{L \cdot V^2}{100}$$

$f$  = factor de fricción.

L.T.T. = Longitud total de tubería.

$$4).- \Delta H_p = \Delta h + \Delta P$$

$\Delta H_p$  = Altura total de bombeo, expresada en pies de líquido.

#### Bomba de Alimentación al Efecto VI.

Por margen de seguridad, se considera que el nivel del tanque de alimentación de lejía al sistema, se encuentra en la succión de la bomba.

A).- Longitud de tubería recta, del tanque de alimentación al evaporador. = 200 ft.

B).- Accesorios:

2 válvulas de compuerta 1/2 cerradas.

Longitud equivalente en ft. lineales de tubo = 134

3 codos de 90°

long. Equivalente en ft. lineales de tubo = 21

long. total de tubo recto = 355 ft.

$$c) \Delta P = P_D - P_3$$

$$\Delta P = 7.70 - 24.1 \quad \Delta P = -16.4 \text{ ft. lejía.}$$

$$\Delta H = \Delta h + \Delta P$$

$$\Delta h = \text{Altura de la bomba a la entrada del} \\ \text{evaporador.} \quad \Delta h = 8 \text{ ft.}$$

$$\Delta H = 8 + (-16.4) \quad \Delta H = -8.4 \text{ ft. lejía.}$$

Esta línea, contará además de una válvula automática de control de flujo.

$\Delta H'$  = Altura equivalente de la válvula de control.

$$\Delta H' = 2/3 (\Delta h + \Delta P)$$

$$\Delta F = f \times \frac{L.T.T.}{100}$$

$$\Delta F = 1.57 \times \frac{355}{100} \quad \Delta F = 5.57 \text{ ft. lejía.}$$

$$\Delta H' = 2/3 (8 + 5.57) \quad \Delta H' = 9.05 \text{ ft. lejía.}$$

$$\Delta H_T = \Delta H + \Delta F + \Delta H'$$

$$\Delta H_T = -8.4 + 5.57 + 9.05 \quad \Delta H_T = 6.22 \text{ ft. lejía.}$$

De igual forma se han determinado para los diferentes cuerpos, su altura total de bombeo, siendo las siguientes:

Cuerpo	$\Delta H$ ft. de leyfa.
V	12.75
IV	33.80
III	34.32
II	36.84
I-B	45.94
I-A	20.10
Tanque Al- macenamiento leyfa 45%	4.13

Para la línea de condensados, tenemos una  $\Delta H$   
de 46.95 ft. de agua.

Cuarto	HP
VI	0.5
V	1.12
IV	4.90
III	4.50
II	4.25
I-B	4.50
I-A	1.78
Tanque almacenamiento lejía 45%	0.31
Condensados.	4.10

Especificaciones para el Sistema de bombeo de lejía negra.

L).- Se colocarán en el sistema, bombas de una potencia general de 5 HP. por las siguientes razones:

- a) Poder usar cualquiera de ellas, para alimentar un efecto diferente al que suministran, en el caso de que se suprima del sistema. La unidad para su mantenimiento u otro fin.

b).- Para poder alimentar otra unidad diferente a la propia, en el caso de hacerse combinaciones en la alimentación, evitando con esto una incrustación excesiva en algunos de los efectos.

c).- Para obtener una uniformidad en el sistema facilitando el mantenimiento.

2).- Material de construcción.- Se usarán bombas de acero inoxidable tipo 316.

3).- Tipo de Bomba.- Centrífugas.

Este tipo de bomba fue escogido debido a su sencillez, en menor costo inicial, su gasto uniforme (sin pulsaciones), el pequeño espacio que ocupa, su gasto de conservación bajo, su funcionamiento silencioso y la adaptabilidad para su acoplamiento a un motor eléctrico o una turbina.

4).- Tipo de Motor.

Motores de 5 HP tipo "Jaula de Ardilla", trifásicos de inducción, totalmente cerrados, para ser conectados a voltajes 220/440 volts.

ESPECIFICACIONES PARA EL BOMBEO DE  
CONDENSADOS.

1).- Material de construcción:

Bomba totalmente acero inoxidable.



## 2).- Tipo de bomba. Centrífuga.

Se prefiere este tipo de bomba, ya que es la más apropiada para el movimiento de condensados.

## 3).- Tipo de motor.

Motor de 5 HP tipo "Jaula de Ardilla" trifásico de inducción, totalmente cerrado, para conectarse a voltajes de 220/440 volts.

Instrumentación del Sistema.

El sistema de control, para ser operable, el equipo de evaporación, queda en la forma tal como se muestra en la figura No. 8.

En los efectos, además de los indicadores de presión de vapor e indicadores de temperatura de la lojía de salida, se procura, poner mirillas de vidrio ya que un buen operador controla el evaporador por el aspecto del líquido que hierve los enchufes para luces interiores no dan buen resultado. Las mirillas con luces instaladas enfrente de la posición del operador tampoco son satisfactorias. Se obtiene la mejor iluminación por medio de una mirilla en la cubierta del evaporador con una lámpara y un reflector suficientemente potentes para iluminar todo el interior. Todas las mirillas deben estar provistas de chorros de agua o de líquido diluido contra la superficie interior del vidrio.

La denominación, descripción, tipo y rango de cada uno de los instrumentos de control, quedan expresados en la Tabla No. 6.

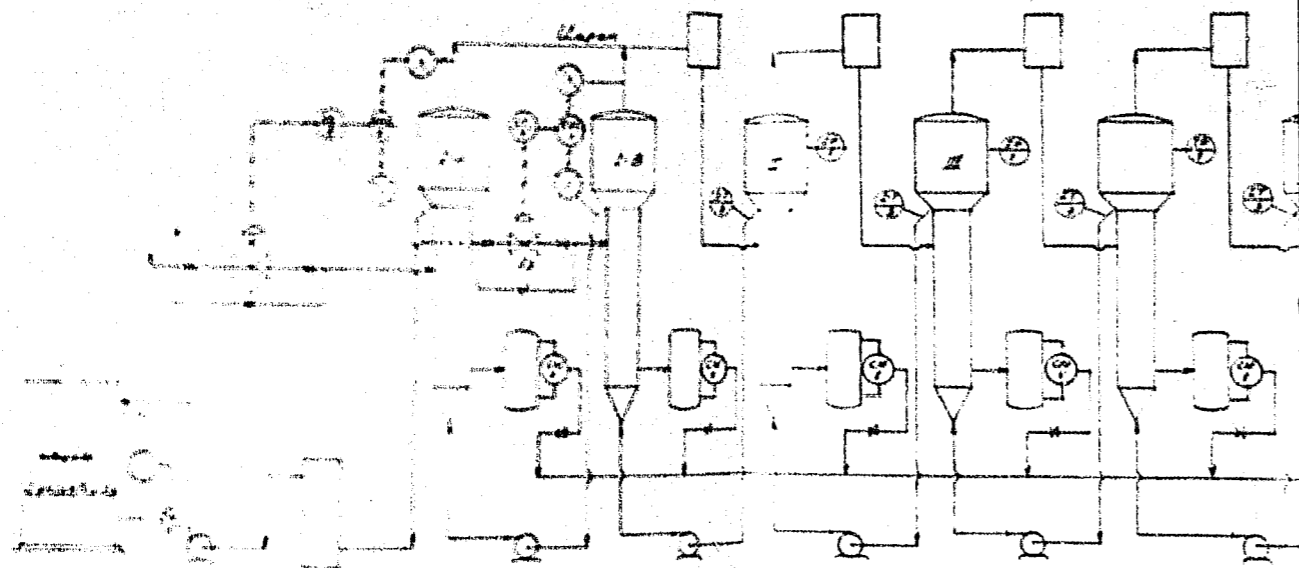


Figura N° 8

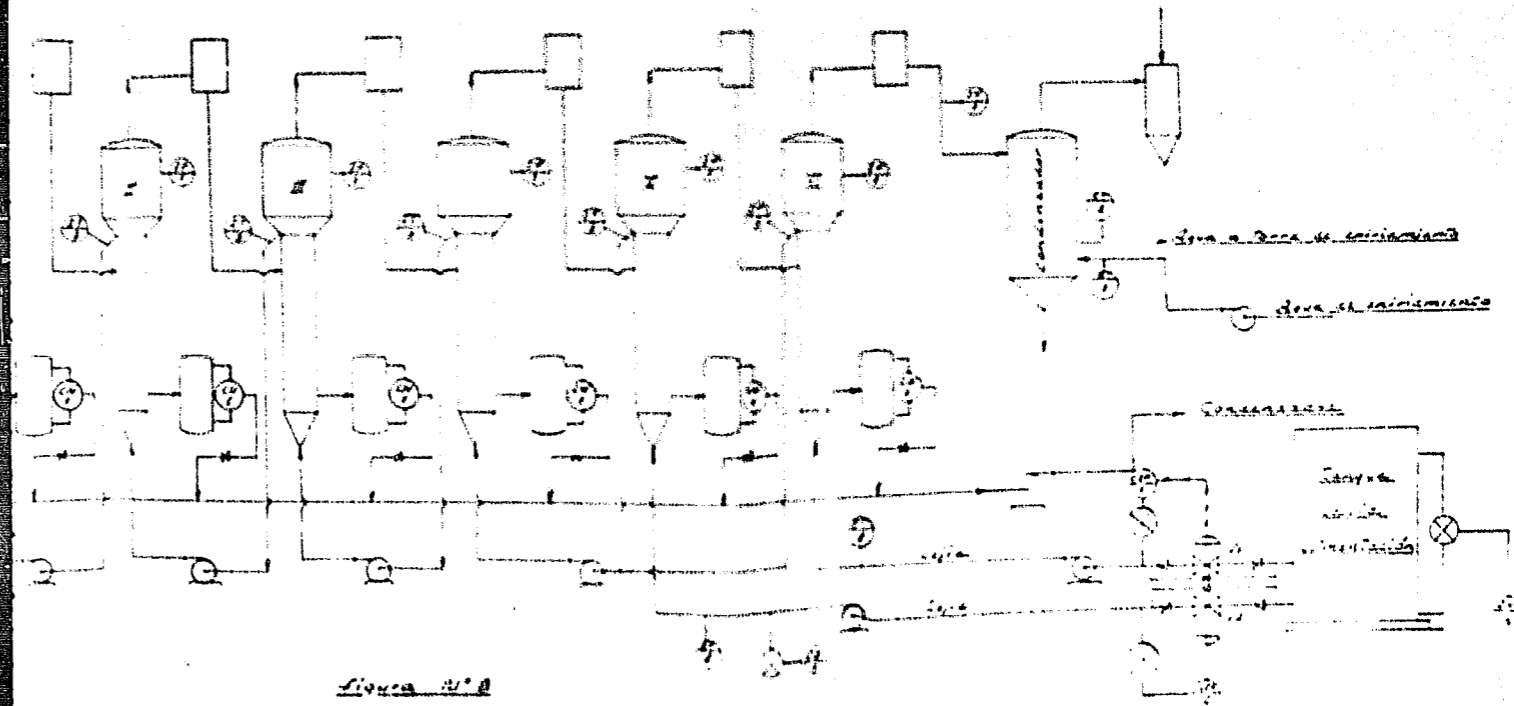


Figura N° 9

LISTADO DE CONTROL

TABLA No. 1.

Denominación	Descripción	Tipo	Rango
CIF-1	Control indicador e integrador de flujo de lejía débil (127), al 50. efecto, -- con transmisión.	Orificios	0 - 150 GPM)
CIF-2	Control indicador e integrador de flujo de lejía débil (126) al 50. efecto, con transmisión neumática.	Orificios	0-150 GPM)
CC-1	Control de concentración para la lejía del efecto I-B, con transmisión neumática.	Proporcional con reajuste automático.	0-60%
CC-2	Control de concentración para la lejía del efecto I-A con transmisión neumática.	Proporcional con reajuste automático.	0-60%
CN-1	Control de nivel para líneas de condensado.	Valvula de flotador.	--
RAT-1	Registrador de diferencias de temperatura (aumento en el punto de ebullición de la lejía de salida del efecto I-B) --- con transmisión neumática.		0-30°F
RAT-2	Registrador de diferencia de temperatura (aumento en el punto de ebullición de la lejía de salida del efecto I-A) con transmisión neumática.		0-30°F

TABLA No. 6 (continuación)

Designación	Descripción	Tipo	Rango
IT-1	Indicadores de temperatura del agua de entrada y salida del condensador.		0-150°F
IT-3	Indicadores de temperatura de la lejía de salida de los efectos.		0-250°F
IT-4	Indicador de temperatura de la lejía de alimentación a los efectos No. 3to.		0-100°F
IR-1	Indicador de nivel en tanque de lejía débil (2%)	Barbujeo.	0-6 mt.
IR-2	Indicador de nivel en tanque de lejía concentrada (4%)	Barbujeo.	0-6 mt.
IP-1	Indicadores de presión de vapor en los condensados de los efectos No. 1o., 2o., 3o. y 4o.		0-50 pul.
IV-1	Indicador de vacío en estos efectos.		0-700 mm Hg.
ID-1	Indicador de densidad de lejía débil de alimentación (2%)	Columna de densidad.	0-1.15 g/l.

TABLA No. 6 (continuación)

Designación	Descripción	Tipo	Rango
V-1	Válvula control de CIF-1	Neumática 1 asiento	$\phi = 2 \frac{1}{2}"$
V-2	Válvula control de CIF-2	Neumática 1 asiento	$\phi = 2 \frac{1}{2}"$
V-3	Válvula control de CC-1	Neumática 1 asiento	$\phi = 6"$
V-4	Válvula control de CC-2	Neumática 1 asiento	$\phi = 6"$

26. Transporte Especializado.

a).- Transportes	2,581,000.00
b).- Transporte Especializado	19,000.00
c).- Pasajeros	37,000.00
d).- Instalación Pasajeros	10,500.00
e).- Total grupo de especializa	<u>2,747,500.00</u>

27. Transporte Industrial.

a).- Liberación	30,750.00
b).- Instalación Liberación	70,000.00
c).- Pasajeros Liberación	30,450.00
d).- Instalación Pasajeros	11,000.00
e).- Material y otros	55,800.00
f).- Instalación conexiones	700.00
g).- Total transporte industrial	<u>210,700.00</u>

28. Materiales.

a).- Materiales	60,075.00
b).- Transporte Especializado	0,500.00
c).- Instalación de pasajeros	1,500.00
d).- Instalación Pasajeros	1,705.00
e).- Material especial de construcción	4,705.00
f).- Transporte de pas. ind.	500.00
g).- Instalación de pas. ind.	710.00

a1.- Instalación de alumbrado	-----	350.00
a2.- Total costo obras a1	-----	<u>350.00</u>

44. Troncos de líneas.

a1.- Troncos para líneas aéreas	-----	5,284,640.00
a2.- Troncos para subterráneos	-----	23,080.00
a3.- Troncos para telegrafos	-----	7,890.00
a4.- Troncos para líneas aéreas	-----	54,084.00
a5.- Troncos para subterráneos	-----	4,230.00
a6.- Troncos para telegrafos	-----	3,480.00
a7.- Bases y soportes para troncos	-----	11,000.00
a8.- Total Troncos de líneas	-----	<u>5,383,364.00</u>

45. Troncos especiales.

a1.- Contenedores de bombas	-----	2,107,000.00
a2.- Troncos	-----	47,000.00
a3.- Total Troncos especiales	-----	<u>2,154,000.00</u>

46. Instalaciones.

a1.- Obras de Control	-----	<u>2,100,000.00</u>
-----------------------	-------	---------------------

47. Servicios.

a1.- Costos de agua potable.

1.	Refundaciones recibidas.	
2.	Intereses.	
3.	Transferencias recibidas.	
4.	Recursos propios de la obra.	
5.	Dividendos.	
6.	Total de recursos - - - - -	<u>180,000.00</u>
7.	Transferencias a terceros - - - - -	<u>100,000.00</u>
8.	Total de recursos en efectivo - - - - -	<u>80,000.00</u>



CONCLUSIONS

11.- La lina blanca se distingue al observar  
su resistencia lateral en un ángulo de 90 grados de la  
línea negra en el proceso de recuperación de resista-  
ncia.

12.- El equipo de recuperación de lino ne-  
gro para una planta de 100 Tm. ofrece ventajas al  
utilizar un método perfecto con visto europeo ali-  
mentado e controlado, obteniendo como resultado de  
instantáneo mejor lo proceso (baja presión).

13.- Esta recuperación será de 60,000 lb/hr  
y elevará la concentración de lino negro desde 75 %  
hasta 95 % de aditiva.

14.- El equipo de recuperación propuesta se  
de un costo de \$ 2,150,000.00, y puede ser completa-  
mente la fabricación nacional.

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

CAMERON HYDRAULIC DATA

G.V. Shaw, A.W. Loomis

Compressor Air Magazine Company

1 9 5 8

COMPARACION DE DIFERENTES SISTEMAS DE EVAPORACION DE LICOR NEGRO

E. Olivier y A. Sánchez.

ATCP Vol. IV No. 2

1 9 6 4

CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK

John E. Perry

Mc Graw Hill Book, Company, Inc.

1 9 5 0

ESTRUCTURA DE MADERAS Y FIBRAS ANAGAS, COMPOSICION QUIMICA  
Y PROPIEDADES FISICAS

Mario Guevara T.

ATCP VOL. 7. No. 3

1 9 6 5

FIESE AND FIESER

Química Orgánica

Editorial Grijalva, S.A.

1 9 5 8

MANUAL SOBRE FABRICACION DE PULPA Y PAPEL

Julius Grant.

Cia. Editorial Continental, S.A.

1 9 6 6

PREPARATION AND TREATMENT OF WOOD PULP.

J. Nevell Stephenson

Mc Graw-Hill Book Company, Inc.

1 9 5 0

PRINCIPIOS DE INGENIERIA QUIMICA

W. H. Walker, W. K. Lewis, W. E. Mc. Adams, E. R. Gilliland

Cia. Editorial Continental, S.A.

1 9 6 7

PRINCIPLES AND PRACTICES OF HEAT BLACK LIQUOR EVAPORATION

Herman F. J. Wenzl O.V. Ingruber

Paper Trade Journal

Noviembre 1966

PROCESS HEAT TRANSFER

Donald W. Kern.

Mc Graw Hill Book Company Inc

1 9 5 0

PRODUCCION DE PULPAS QUIMICAS

Clemente Vázquez

ATCP Vol. V No. 3

1 9 6 5

TRATADO MODERNO DE FISICA-QUIMICA

P. Getman, F. Daniels.

Editorial NASA 2o. Edición