



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**CALCULO TERMODINAMICO Y DISEÑO MECANICO DE UN EVAPORADOR  
MULTIPLE EFECTO PARA LA RECUPERACION DE LICORES NEGROS  
EN UNA PLANTA DE CELULOSA AL SULFATO DE 300 TON/DIA.**

TESIS MANCOMUNADA

JORGE HUMBERTO REDONDO ACOSTA

EDUARDO GRISI FRISBIE

CARRERA: INGENIERO QUIMICO

AÑO 1983



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**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.

## I N D I C E

- I.- INTRODUCCION.
- II.- GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO DEL SULFATO.
- III.- SISTEMAS DE EVAPORACION UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA.
- IV.- SELECCION DEL PROCESO DE EVAPORACION.
- V.- CALCULO TERMODINAMICO DEL SISTEMA DE EVAPORACION.
- VI.- DISEÑO MECANICO DEL SISTEMA.
- VII.- CONSTRUCCION, INSTALACION Y PUESTA EN MARCHA DEL EQUIPO.
- VIII.- INVERSION REQUERIDA.
- IX.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.
- X.- BIBLIOGRAFIA.

# C A P I T U L O I

## INTRODUCCION

El presente trabajo tiene como objetivo fundamental el resaltar la urgente necesidad que tiene México de enfocar sus esfuerzos hacia la fabricación de bienes de capital, a fin de lograr un desarrollo armónico e integral de la planta industrial y evitar el impacto negativo de las importaciones en la balanza comercial, contribuyendo así a superar la crisis por la que actualmente se atraviesa y favoreciendo el desarrollo tecnológico, la independencia económica, - así como elevando el nivel de toda la sociedad.

La industria de bienes de capital ha jugado un papel fundamental en el proceso de industrialización de los países desarrollados.

Se puede entender por bienes de capital la maquinaria y equipo y el material de transporte que intervienen en lo que en la contabilidad nacional se denomina "Formación Bruta de Capital Fijo", es decir, inversiones que generan más capital.

Hasta hace poco los industriales creían que el tren de importación de tecnologías, materias primas y refacciones para la industria podrían mantenerse indefinidamente, por lo que se daba poca importancia al desarrollo de la ciencia y técnicas nacionales, pero la realidad actual es otra y representa un reto, que tanto el sector público como el privado deben vencer, centrando su interés en la -- creación de industrias de sustitución de importaciones, principalmente las de los bienes de capital en los que el país es deficitario, y apoyando aquellas industrias que en este sector han alcanzado un grado considerable de desarrollo y además incursionado en el

desarrollo de nuevos productos.

Los bienes de capital comprenden una gama muy extensa de equipos y productos que pueden ser de uso general como: válvulas, bombas, máquinas-herramientas, tubería, etc., así como de uso específico para una industria en particular como por ejemplo: maquinaria y equipo específicos para la industria de la celulosa y el papel, para la producción petrolera, siderúrgica, de energía eléctrica, textil, azucarera, agrícola, del transporte, la construcción, etc.

La demanda de bienes de capital ha aumentado a un ritmo mayor que la oferta, por lo que es muy importante que todas y cada una de las industrias que requieran bienes de capital hagan un profundo análisis de toda la maquinaria y equipo que tenga capacidad potencial de ser fabricado en el país para conocer así las metas de expansión de la actual industria productora, así como para conocer las deficiencias que pudieran ser cubiertas con fabricación nacional, para aumentar así el contenido nacional en el proceso industrial. Además, se debe propiciar el acercamiento y la coordinación entre los usuarios y fabricantes con objeto de dominar los diseños y satisfacer los requerimientos de producción mecánica del país.

La industria de la celulosa para la fabricación de papel juega un papel muy importante en el desarrollo económico de cualquier país y además, es una gran consumidora de bienes de capital por lo que, como mencionamos anteriormente, analizando los equipos de esta industria que se pueden fabricar localmente, los equipos del sistema de evaporación que se utiliza para concentrar el licor gastado por la cocción de la madera, en el área de recuperación de reactivos en una planta de celulosa al sulfato o Kraft, no parecen presen

tar mayor problema para su fabricación en el país.

El sistema de evaporación en una planta de celulosa al sulfato tiene una función muy importante en el desarrollo armónico de la -- operación del proceso, ya que forma parte de él en el área de recuperación de reactivos que es necesario reutilizar en la cocción de la madera para que el proceso resulte económico.

Tratando de sintetizar toda la información y experiencia en es te campo y considerando la demanda de celulosa al sulfato requerida por México, desarrollamos el cálculo termodinámico del sistema de - evaporación analizando varias alternativas y el diseño mecánico del sistema que resultó más conveniente.

La capacidad escogida de 300 toneladas de celulosa por día representa una cantidad nominal, es decir, una planta modular tipo -- que se sujeta a la realidad nacional de producción, ya que es una - materia prima de consumo local, existen problemas en el abasteci--- miento y en el precio de la materia prima forestal que es la madera, y la infraestructura del país en este campo no justifica la inversión- en plantas de 500 o 1000 toneladas de celulosa por día como en otros países. Este tipo de equipos es muy versátil, ya que si se desea du plicar la capacidad de la planta se instala otro tren de evaporadores igual y se soluciona el problema

Un obstáculo para la producción de bienes de capital se deriva de la carencia de ingeniería propia, ya que se deben considerar las- condiciones de producción mecánica del país, y la disponibilidad de - personal técnico capacitado en ingeniería de proyectos y sobre dise- ño de equipos es limitado, por lo que el Ingeniero Químico debe tra- tar de poner especial interés en resolver los problemas relativos a

la producción de bienes de capital en su campo de acción profesional

## NOMENCLATURA GENERAL

### DE SIGLAS.

- L.N. - Licor Negro, gastado.
- L.B. - Licor Blanco, clarificado, de cocción, etc.
- S.T. - Sólidos totales.
- T.L.V.- Evaporador de tubos largos verticales.
- C.F. - Evaporador de circulación forzada o concentrador.
- C.N. - Evaporador de tubos cortos verticales.
- P.D. - Evaporador de película descendente,
- M.E. - Múltiple efecto.

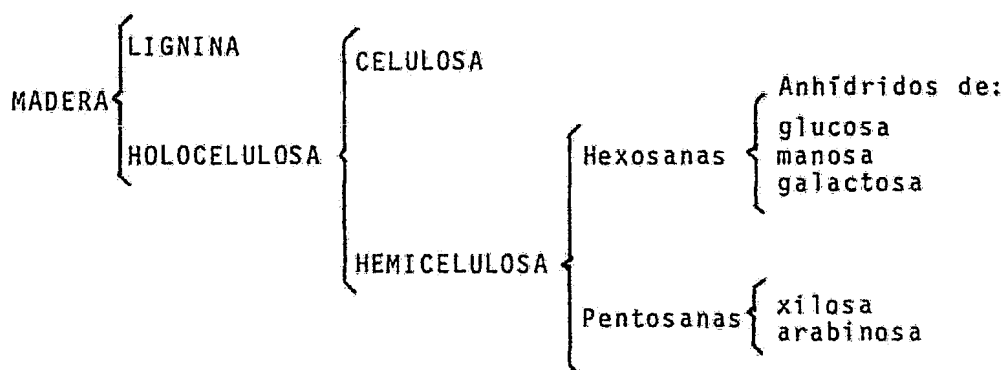
NOTA: La nomenclatura específica de cada capítulo se encuentra incluida en su capítulo correspondiente.



## C A P I T U L O II

### GENERALIDADES SOBRE EL PROCESO AL SULFATO

La celulosa es un polímero lineal de elevado peso molecular - compuesto por unidades de anhídrido de glucosa. Constituye el armazón de las paredes de las células de las fibras de madera y plantas anuales. Las células cementadas unas con otras por la lignina forman la estructura anatómica de la madera. En términos generales, - ya que la composición química de la madera varía según la especie, - se admite que ésta se compone de un 40 a 50% de celulosa, de un 15- a 20% de hemicelulosa y de un 20 a 30 de lignina. Además, la madera contiene también materias tales como aceites y resinas, etc. Bajo el nombre de holocelulosa se reúnen la totalidad de los polisacáridos de la madera; comprende, por tanto, la celulosa y la hemicelulosa. Esta última es una mezcla de polímeros de cadena corta. Puede esquematizarse la anterior descripción de la composición de la madera como sigue:

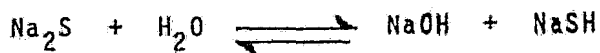


Con vistas a la fabricación de papel o cartón, se separa la materia celulósica por tratamiento químico fuerte que implica la --

eliminación de la lignina, con lo cual las fibras de celulosa quedan en libertad. El producto obtenido se denomina pulpa o pasta celulósica.

Hace poco más de un siglo que la industria papelera comenzó a utilizar la madera como materia prima. El nombre de "proceso al sulfato" se debe a que en el mismo, deben reponerse las pérdidas de reactivo con cierta cantidad de sulfato de sodio,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ .

Casi cualquier tipo de madera puede transformarse en pulpa para el proceso al sulfato, el cual puede considerarse prácticamente un proceso universal de obtención de pulpas. Se utiliza con éxito para convertir en pulpa casi cualquier madera que contenga fibras de suficiente longitud para fines de fabricación de papel. Los troncos de madera se descortezan y se reducen a astillas; éstas son conducidas por medios mecánicos a los digestores, grandes tanques de acero en donde se lleva a cabo la cocción de las astillas a determinada temperatura y presión. El propósito de cocer las astillas es disolver la lignina y otras porciones no celulósicas de la madera. El grado de eliminación de lignina depende del uso final de la pulpa. Al comenzar el ciclo de digestión, el digestor se llena con astillas y licor de cocción, llamado también licor blanco (L.B.); éste consiste de hidróxido de sodio y una cierta cantidad de sulfuro de sodio; también contiene carbonato de sodio y pequeñas cantidades de sulfato y sulfito de sodio. El sulfuro de sodio se hidroliza en agua para formar hidróxido de sodio y sulfhidrato de sodio:



El sulfuro de sodio agregado al licor aumenta el NaOH disponible. Aumenta la rapidez de separación de la lignina, probablemente porque la reacción del sulfuro de sodio con ésta, introduce el grupo -SNa que tiende a hacerla más soluble.

El licor blanco, a lo largo de la cocción se va transformando en licor negro (L.N.) por reacción de la lignina con los reactivos de cocción. El álcali activo originalmente presente no está totalmente agotado en el licor negro, sin embargo, no puede ser utilizado inmediatamente para otra cocción por que contiene muy baja concentración de reactivos y mucha materia orgánica. El licor negro usualmente contiene 98% del total del álcali cargado al digestor; - el 2% restante se pierde en el sistema de lavado.

La composición del licor negro varía considerablemente en diferentes procesos dependiendo del licor blanco usado y del proceso de digestión. La mayoría del álcali que contiene el L.N. está presente como  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  o como compuestos orgánicos de sodio muy similares en propiedades químicas al  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . La mayor parte de la materia orgánica removida de la madera en la cocción está combinada con - - NaOH en forma de sales de sodio, resinas y ácidos orgánicos. Algunos de estos compuestos están formados de resinas de jabón, lo cual explica las intensas propiedades de formación de espuma del licor. También contiene cantidades apreciables de compuestos orgánicos en asociación con el  $\text{Na}_2\text{S}$  junto con algunos mercaptanos que le dan el olor característico. El resto del álcali está presente como NaOH y  $\text{Na}_2\text{S}$  libres. Hay también pequeñas cantidades de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  y sílice -- ( $\text{SiO}_2$ ) y menores cantidades de otras impurezas como cal, óxido de -- fierro, alúmina, potasa y NaCl. El licor negro es claramente alcal-

lino, pero no caústico, por el mismo hecho de que gran parte del álcali está formado por compuestos neutrales. Forma espuma a bajas - concentraciones pasando de viscosidades considerables a viscosidades muy altas al variar la concentración; la viscosidad del licor - concentrado varía bruscamente con los cambios de temperatura (ver - Fig. 2.4). Tiene un intenso color negro, si está diluido conserva - un color sombreado rojizo y retiene el color paja oscuro o amarillo cuando está diluido a concentraciones muy bajas. La tendencia a - formar espuma aumenta cuando hay más resina en la madera usada. Otras propiedades físicas pueden leerse en las Figs. 2.1 a 2.3, - como la elevación en el punto de ebullición para distintas concen- - traciones, la densidad y el calor específico.

Cuando termina la cocción el contenido del digestor es sopla- do tangencialmente a la parte superior de un tanque (tanque de sopla- do), la pulpa cae en él y el vapor con los gases escapan hacia arri- ba para ser conducidos a un condensador de vapor. El contenido del tanque posteriormente pasa a la operación de lavado de pulpa sucia, en la cual es separado el L.N. de la pulpa que pasa a los depurado- res de nudos y a blanqueo. Después del blanqueo, la pulpa en suspen- sión se bombea a la planta de papel o se seca y lamina para vender- se como producto terminado.

#### SISTEMA DE RECUPERACION.

Aunque la función primordial de una planta de celulosa es la - fabricación de pulpa, el proceso de recuperación juega un papel muy importante por el servicio que presta al objetivo principal. Reci-

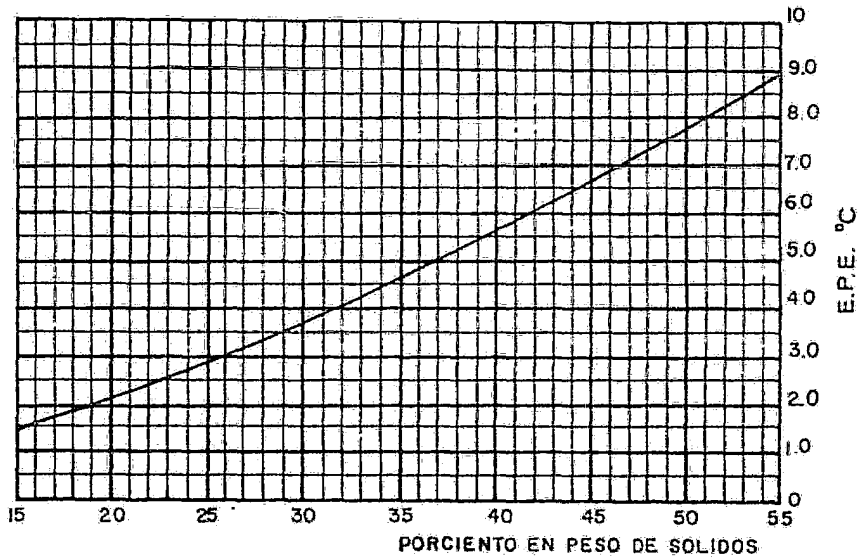


FIG 2.1 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION,  
LICOR NEGRO AL SULFATO

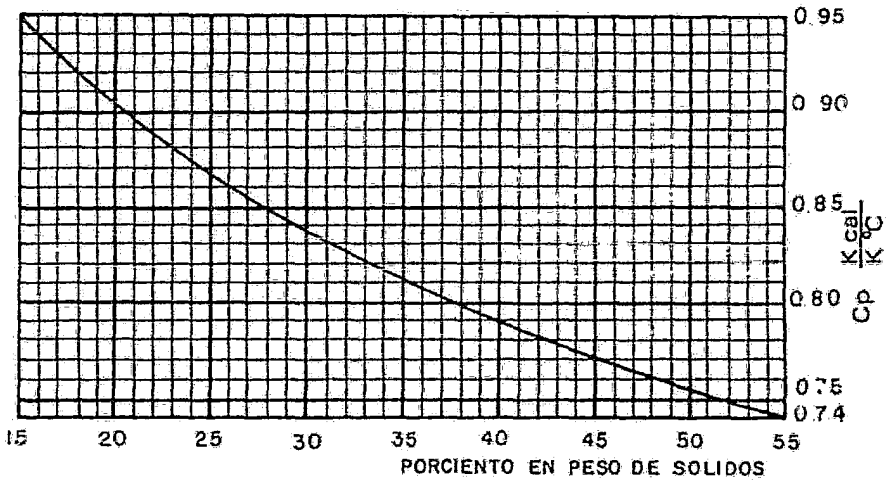


FIG 2.2 CALOR ESPECIFICO, LICOR NEGRO AL  
SULFATO

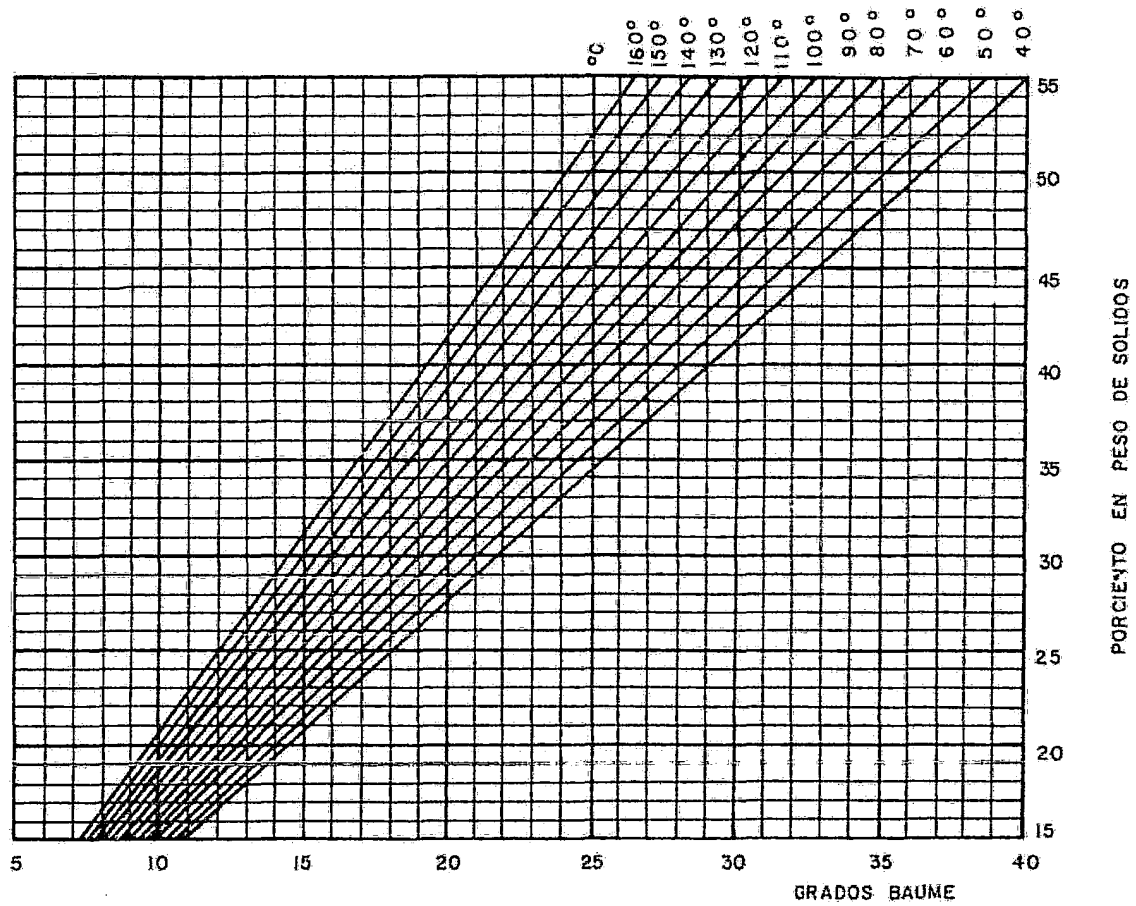


FIG 2.3 DENSIDAD RELATIVA, LICOR NEGRO AL SULFATO

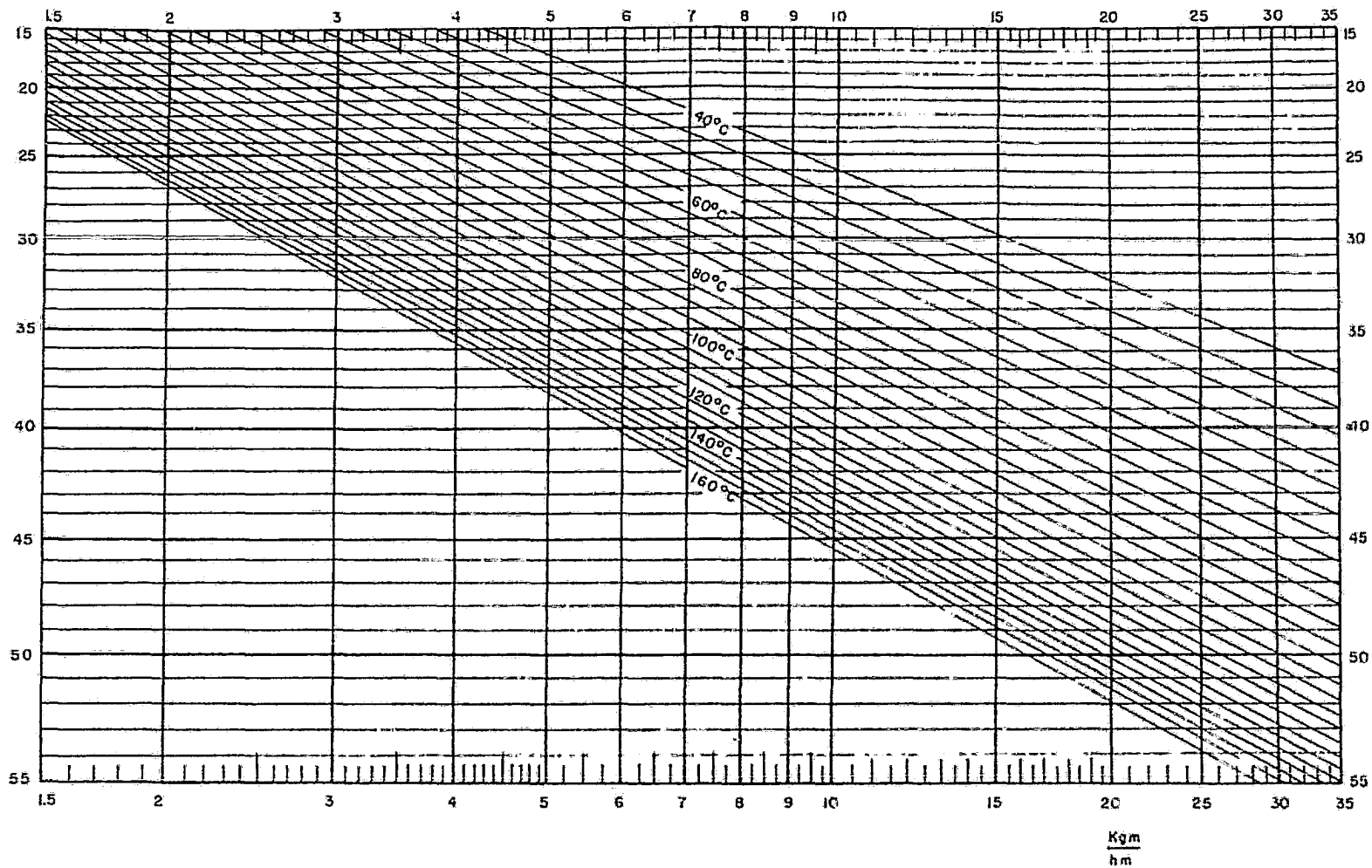


FIG 2.4 VISCOSIDAD, LICOR NEGRO AL SULFATO

be el licor gastado (L.N.) y no sólo debe regenerarlo con un mínimo de pérdidas al proceso de digestión una vez reactivado, sino que -- también debe producir vapor para la digestión y otras operaciones -- como blanqueo y secado dando como efecto un mayor ahorro en costos. Además, debe ser capaz de producir un licor de cocción de composi-- ción adecuada a la calidad y producción que el proceso requiera. Las etapas básicas en el ciclo del sistema de recuperación del álcalí son los siguientes:

- 1.- Separación del licor gastado y de la pulpa.
- 2.- Evaporación del licor a una concentración adecuada para -- su combustión.

La recuperación de los agentes químicos usados como reactivos en la extracción de la celulosa fue posible gracias a la implanta-- ción de evaporadores en la industria papelera. Su uso en esta in-- dustria se inició aproximadamente en el año de 1930, debido a la in-- troducción de lavadores de pulpa de tambor rotatorio al vacío, los cuales al operar con espesores pequeños de torta, permitieron una -- notable reducción en la cantidad requerida de agua de lavado. La -- disponibilidad de licores a concentraciones y temperaturas más ele-- vadas, redujo considerablemente el tamaño y costo de operación de -- los evaporadores, haciendo costearable la recuperación de dichos licores.

Siendo el evaporador parte de una "línea" de producción en la planta de celulosa, su tamaño y economía de operación están íntima-- mente relacionadas con las condiciones de operación de equipos ins-- tallados antes (digestores y lavadores de pulpa) y después (concen-- trador de contacto directo y caldera de recuperación) del evapora--



dor. Entre los factores más importantes que determinan el tamaño y costo de operación del evaporador, se tienen:

- a) Capacidad de la planta;
- b) Concentración inicial y final del licor;
- c) Número de efectos;

d) Otros factores como temperatura de alimentación del licor presión del vapor alimentado al primer efecto, número de etapas de evaporación instantánea, secuencia de flujo a través del evaporador y el tipo de evaporador empleado.

Si el licor negro fuera desechado del proceso después del lavado de pulpa, sería necesario reemplazar todo el álcali cargado a los digestores, lo que haría prohibitivo el costo del proceso de -- pulpa alcalina. En consecuencia, la economía impone que el álcali sea recuperado tan completamente como sea posible, y la primera eta pa en este procedimiento es concentrar el licor negro débil a la -- densidad requerida por el horno de recuperación. Este licor se ali menta al evaporador con 12 a 18% de sólidos para ser concentrado has ta 40 a 55% en peso. El licor descargado del evaporador es concen- trado en un evaporador de contacto directo hasta 62 a 70%, para que sea capaz de soportar la combustión en el horno de recuperación.

3.- Combustión del licor concentrado en un horno con diseño - apropiado para quemar la materia orgánica, fundir las sales de so-- dio, efectuar la reducción de las sales que contienen azufre a sul furo de sodio, y utilizar el calor producido para obtener vapor.

Los productos de la combustión del L.N. son:

Gases:  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{SO}_2$ .

Composición de la fundición:  $\text{Na}_2\text{S}$  28.5%,  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  1.5% y --  
 $\text{Na}_2\text{CO}_3$  70.0% calculados como Na.

4.- Separación de las sales fundidas del horno y disolución -  
 en agua.

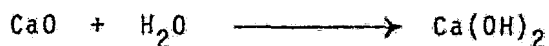
La masa fundida en el corazón del horno se descarga en un tanque  
 que para ser disuelta. La solución formada en este tanque es cono-  
 cida como licor verde que tiene una composición de 20%  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  y - -  
 5%  $\text{Na}_2\text{S}$  principalmente.

5.- Tratamiento (caustificación) del licor verde con  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ -  
 para convertir el carbonato de sodio a hidróxido de sodio al mismo-  
 tiempo que el hidróxido de calcio es transformado en  $\text{CaCO}_3$ , precipita  
 tándose, de acuerdo con la siguiente reacción:



El sulfuro de sodio permanece sin cambiar. La solución resulta  
 tante, después de separar la cal, es licor blanco y está listo para  
 usarse en los digestores como licor de cocción. Esta separación es  
 el siguiente paso.

6.- Separación del licor clarificado (licor blanco) para ser-  
 usado en otro ciclo. El  $\text{CaCO}_3$  separado del L. B. es normalmente la  
 vado y calcinado en un horno a fuego directo para convertirlo en --  
 $\text{CaO}$ . Entonces, este  $\text{CaO}$  junto con la reposición es apagada con li-  
 cor verde, efectuándose la reacción del agua con el  $\text{CaO}$  y obtenien-  
 do  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  que se utiliza en la etapa 5.



Las etapas 1 a 6 descritas han sido generalmente adoptadas en la industria de pulpa alcalina y frecuentemente se les conoce como sistema primario de recuperación. El término sistema secundario de recuperación se refiere a la necesidad de reponer las pérdidas de compuestos de sodio y azufre que normalmente ocurren en el sistema primario. También en el sistema secundario de recuperación algunas pérdidas de sales son inevitables. Normalmente varían entre un 5 y 15% de la cantidad total manejada, dependiendo sobre todo del equipo usado. En el proceso al sulfato, la reposición del sulfato de sodio se suministra al licor negro concentrado, antes de la incineración, con la subsecuente reducción en el horno por la formación de carbono, para dar  $\text{Na}_2\text{S}$  según la reacción:



Un esquema del sistema de recuperación se ilustra en la fig. 2.5.

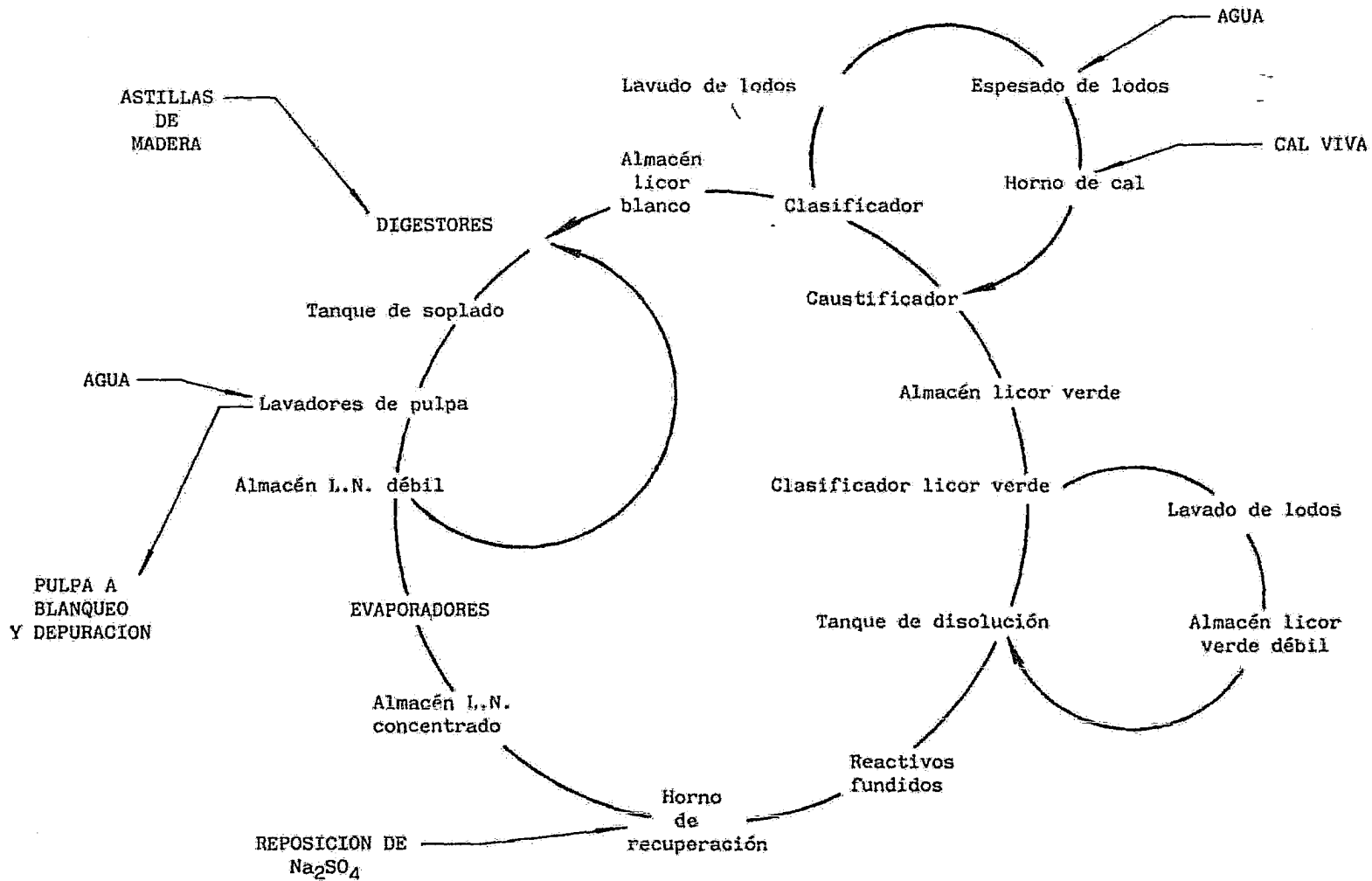


FIGURA 2.5 PROCESO DE RECUPERACION EN UNA PLANTA DE CELULOSA.

## C A P I T U L O III

## SISTEMAS DE EVAPORACION UTILIZADOS EN LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA.

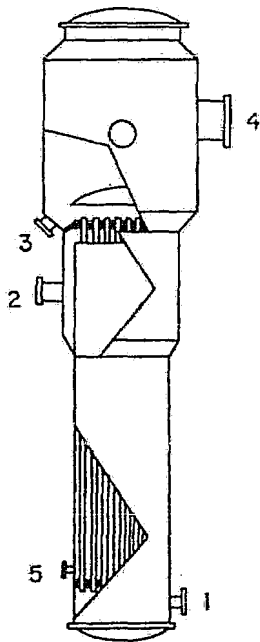
Los evaporadores para concentrar el L.N. en el proceso al sulfato pueden ser clasificados en dos divisiones generales, determinadas por el medio de calentamiento empleado:

a) Contacto directo: Estos evaporadores usualmente forman parte del horno integral de recuperación, utilizan los gases calientes de combustión del mismo para secar el L.N. de 40-55% a 62-70% de sólidos totales. Esta división incluye torres de esparado, evaporador de ciclón, evaporador de cascada y otros.

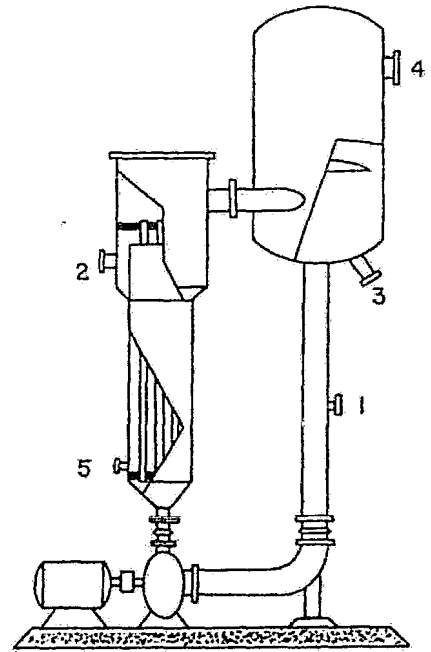
b) Calentamiento a través de paredes metálicas: El medio de calentamiento es vapor. Los evaporadores de este tipo son utilizados para obtener la mayor parte de la evaporación del L.N.; entre 12-18% y 40-55%. El equipo diseñado que se utiliza actualmente es el siguiente. (Ver Fig. 3.1)

Evaporador de Tubos Largos Verticales, T.L.V. (Fig. 3.1,a)):

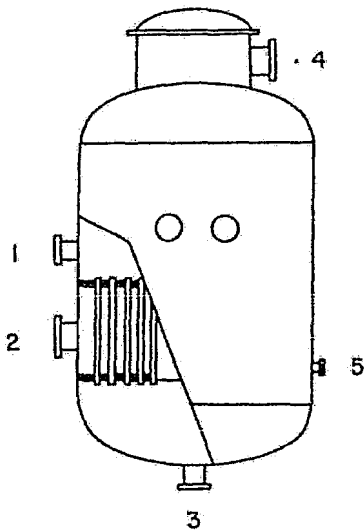
Consiste en un cambiador de calor vertical de un solo paso por la coraza y por los tubos que descargan a una cabeza relativamente pequeña. Normalmente, no se mantiene ningún nivel de líquido en la cabeza de vapor y el tiempo de residencia del licor es de sólo algunos segundos. Los tubos son generalmente de 50.8 mm (2 in) de diámetro externo, pero pueden llegar a ser hasta de 25.4 mm (1 in). La longitud del tubo puede variar desde menos de 6 m (20 ft) hasta más de 10.5 m (35 ft). Opera en un solo paso en la mayoría de los casos, concentrando desde la densidad de alimentación hasta la descarga en el tiempo que le toma al líquido y al vapor formado pasar a -



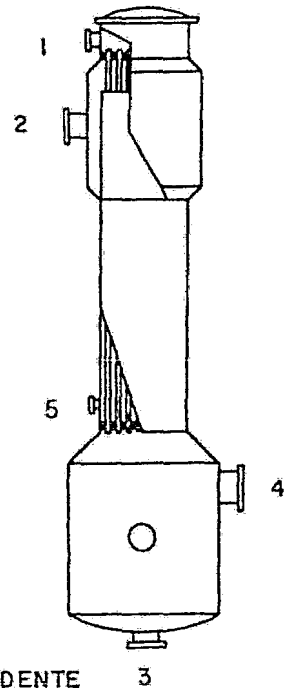
a) TUBOS LARGOS VERTICALES (TLV)



b) CIRCULACION FORZADA (CF)



c) CIRCULACION NATURAL (CN)



d) PELICULA DESCENDENTE 3

FIGURA 3.1: TIPOS MAS COMUNES DE EVAPORADORES.

1- ALIMENTACION; 2- VAPOR VIVO; 3- LN CONCENTRADO;  
4- VAPOR PRODUCIDO; 5- CONDENSADOS.

través de los tubos. El licor entra por el fondo de los tubos, comienza a ebullición y es arrastrado a gran velocidad por el enorme incremento del volumen de vapor. Este acarrea el licor en forma de espuma, niebla o de golpe, produciendo una película que recorre la superficie de calentamiento y arrastra las burbujas producidas también a velocidades altas. La mezcla del líquido y vapor sale por la parte superior chocando contra un deflector colocado sobre el espejo superior. Este deflector tiene dos funciones: sirve como separador primario y rompe la espuma formada. Entonces el licor baja por la parte inferior de la cabeza y el vapor sube para ser conducido al siguiente efecto.

Evaporador de Circulación Forzada, C.F. (Fig. 3.1,b)):

Aunque no es el más económico para muchos casos, este evaporador es adecuado para una extensa variedad de aplicaciones. El uso de una bomba asegura la circulación por la superficie de calentamiento facilitando la transferencia de calor. La bomba saca licor de la cabeza y lo obliga a pasar por el elemento calefactor para regresar a la cabeza donde se produce una evaporación repentina o flasheo. La circulación se mantiene a pesar de la velocidad de evaporación. La velocidad del líquido a través del elemento calefactor está limitada sólo por la potencia requerida o disponible de la bomba y por la rapidez de corrosión y erosión para altas velocidades. El rango de ésta por los tubos varía desde 1 m/seg hasta 3 m/seg.

Hay evaporadores de circulación forzada en los que el elemento calefactor se encuentra por debajo de la cabeza, como en los de T.L.V. Algunos diseños tienen elementos calefactores horizontales y

externos, generalmente con dos pasos por los tubos. El que se muestra en la Fig. 3.1,b), tiene algunas ventajas: ocasiona menos pérdidas por fricción, es fácil de limpiar y de recambiar los tubos.

Evaporador de Tubos Cortos Verticales. C.N. (Fig. 3.2,c)):

Este es uno de los diseños más antiguos de evaporador. Durante algún tiempo se utilizó en la industria de la celulosa, pero la experiencia inclinó a buscar diseños que provocaran mayores velocidades en el movimiento del licor, con el objeto de mejorar el coeficiente global de transmisión de calor.

En él es importante mantener un nivel de líquido por debajo de los tubos. El licor se alimenta sobre el espejo superior y desciende por el tubo central. Los tubos cortos y de menor diámetro impulsan el licor que entra en ebullición hacia la cabeza del evaporador, donde se separa el vapor producido; el líquido vuelve a bajar por el tubo central. La salida del licor se encuentra en la parte inferior del evaporador.

Evaporador de Película Descendente, P.D. (Fig. 3.1,d)):

Los evaporadores de película descendente tienen la alimentación de licor en la parte superior de los tubos. El licor fluye hacia abajo por las paredes de éstos en forma de película. La separación vapor-líquido usualmente tiene lugar en el fondo, aunque algunos evaporadores de este tipo se arreglan para que el vapor se eleve a través de los tubos a contracorriente con el líquido. Normalmente a fin de lograr una buena distribución del licor, se hace necesario disponer de un flujo de licor mayor que la alimentación, -- por lo que se recurre a recircular parte del mismo. Esta recirculación es considerablemente menor que la requerida por un evaporador-



tipo C.F.

#### Otros Tipos de Evaporadores, y Número de Efectos

Existen otros tipos de evaporadores que actualmente han entrado en desuso por ser menos eficientes: evaporadores de tubos horizontales, evaporadores con calandria tipo canasta, etc.

Entre los factores más importantes que determinan el tamaño y el costo de la operación del evaporador, está el número de efectos. La producción de la planta y las concentraciones inicial y final del licor determinan la capacidad del evaporador y ésta, a su vez determina el número de efectos recomendable. En la actualidad, -- sin embargo el número de efectos en varias industrias químicas está cabalmente estandarizado. Por ejemplo, la sal de mesa se concentra en 4 efectos, el licor negro en la industria papelera con 5, 6 ó 7 efectos en flujos a contracorriente. Excepto cuando se introduce un proceso químico nuevo, raramente será necesario hacer un análisis económico completo. En México la mayoría de los evaporadores de licor negro tienen entre 3 y 6 efectos de evaporación. Nosotros preferimos emplear 6 efectos con un cuerpo de repuesto, -- porque a mayor número de efectos los costos de operación serán menores, pues aumenta la economía de vapor (Kg de vapor producido/Kg de vapor alimentado), disminuye la cantidad de agua de condensación, etc.

Queda por estudiar el tipo de evaporador más conveniente para un múltiple efecto de 6 cuerpos, tema del próximo capítulo. Por -- ahora sabemos que el número de efectos es de 6 y que el régimen se -- rá a contracorriente. En algunas plantas de fabricación reciente, para aumentar la economía de vapor y disminuir los riesgos de in--

crustación, los evaporadores tienen una combinación de flujos contracorriente-paralelo. Este es un tema que sería objeto de un estudio más amplio.

## C A P I T U L O IV

## SELECCION DEL PROCESO DE EVAPORACION.

El L.N. del proceso al sulfato es un material muy complejo y en la mayoría de los casos contiene más compuestos orgánicos que inorgánicos. Se ha publicado mucho en lo concerniente a la corrosión e incrustación en el proceso de evaporación y ésto se debe a que el licor tiene un alto contenido en iones de sodio, que es el responsable de la fuerte reducción en la solubilidad de las sales que forman incrustación, que son sulfato de sodio ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) y carbonato de sodio. Como dato de experiencia, se ha confirmado que la incrustación es más fuerte a partir de una concentración de -- 30% S.T.

Algunos de los problemas que ocurren en un proceso integrado son:

1.- Se produce incrustación en el acero, especialmente en los tubos (que incluso llegan a taponarse) de cuerpos que trabajan con altas concentraciones. También se produce corrosión en las tuberías y en todo el sistema en general.

2.- Necesidad de mayor frecuencia en los lavados para mantener la capacidad, ya sea del lado del licor (que entonces se hace con sustancias químicas) o del lado del vapor.

3.- La formación de los precipitados inorgánicos en ocasiones se ve incrementada y se hace necesario limpiar los tubos con un taladro especial, manteniendo los cuerpos durante mucho tiempo sin uso por la lentitud y dificultad de remoción de la incrustación formada.

Aunando a estos problemas las características del licor, es muy importante analizar el tipo de evaporador más conveniente para soslayar estas dificultades. En base a la comparación entre los tres diseños más usados actualmente, podremos discernir cuál de ellos utilizar en el cálculo del Múltiple Efecto (M.E.).

Los cuatro tipos de evaporadores descritos en el capítulo anterior se encuentran o se han encontrado en operación en plantas de celulosa, sin embargo, a pesar de la gran cantidad de datos de operación acumulados, resulta prácticamente imposible definir en forma generalizada el campo de aplicación de cada uno de ellos. La decisión del tipo o tipos de evaporador dependerá de las características propias de cada instalación. Para la muestra, nos basaremos en tablas publicadas en revistas de prestigio ("Chemical-Eng.") y en literatura de uso frecuente entre profesionistas del ramo. En algunas de estas tablas no aparece el evaporador de tubos cortos por haber sido sustituido por los de más reciente diseño.

TABLA 4.1: Características de Transferencia de Calor. (1)

Tipo	*U, Líquidos ligeros	*U, Líquidos Viscosos	Velocidad en trada licor	Tiempo de residencia
C.N	moderado	bajo	baja	alto
C.F.	alto	alto	alta	moderado
T.L.V.	alto	moderado	alta	corto
P.D.	favorable	moderado	----	corto

\* U: Coeficiente de Transferencia de calor.

(1) Chemical Engineering, 22-II-1960.

A primera vista, el evaporador C.F. parece ser el más indicado para manejar el L.N., porque se trata de un líquido viscoso. El tiempo de residencia se considera moderado por que el licor se recircula; sin embargo pasa a gran velocidad a través del elemento calefactor, lo cual impide la formación de depósitos. También queda clara la inferioridad del evaporador de tubos cortos. Con respecto a los evaporadores T.L.V. y P.D. la balanza no parece inclinarse a ningún lado, pues el dato que falta de velocidad de entrada licor para P.D., suele ser parecido al de T.L.V. La recirculación en los evaporadores P.D. tiene como objeto, entre otros, mejorar esta velocidad.

TABLA 4.2: Adecuación con varios Tipos de Licor. (1)

Tipo	Ligero	Viscoso	Espumante	Incrustante	Que deposita sales
C.N.	buena	escasa pobre mala	escasa y pobre	favorable	favorable
C.F.	buena	buena	buena	buena	favorable
T.L.V.	buena	favorable	buena	favorable	mala
P.D.	buena	buena	mala	mala	mala

Ahora queda más clara tanto la superioridad del evaporador C.F., como la inferioridad del C.N. La espuma se rompe con la alta velocidad de recirculación del licor en el C.F., y esto produce también que se consigan películas más delgadas de líquido en las paredes metálicas mejorando la transferencia de calor, aún cuando el licor sea viscoso, incrustante o que forme depósitos de sales.

(1) Idem.

En esta tabla se refleja el principal problema del evaporador P.D.: la mala adecuación para líquidos que forman espuma, incrustantes y que depositan sales se debe a la dificultad para distribuir el licor en los tubos en forma uniforme. Algunos pueden sufrir sobre-concentraciones acelerándose de esta manera la formación de depósitos, lo cual da como resultado períodos de operación más cortos entre paros para limpieza. Se han experimentado un buen número de mecanismos de distribución de licor a los tubos siendo los más comunes las placas perforadas y las toberas individuales en cada tubo, sin embargo, la presencia de materiales de suspensión en el licor dificulta la operación de estos mecanismos

El evaporador T.L.V. parece adecuarse bien al tipo de licor que pretendemos manejar, aunque tiene problemas. Cuando la concentración del licor sobrepasa un 35-40%, baja su velocidad inicial en los tubos por el aumento de viscosidad, dando como resultado una mala distribución, hecho que aunado a la presencia de zonas secas debidas a ebullición en los tubos, contribuye a acelerar la formación de depósitos o incrustaciones. Este hecho de experiencia ha provocado que en los múltiples efectos de cuerpos T.L.V., se utilice un cuerpo de repuesto en sustitución del primer o segundo efectos que es donde el licor se encuentra más concentrado y provoca más ensuciamiento

TABLA 4.3: Otros Criterios de Selección. (1)

	T.L.V	C.F.	P.D.
Rango de concentraciones recomendadas, % S.T. . . . .	8 - 53	53 - 65	35 - 55
Duración de ciclos de operación entre paños de limpieza. . . .	corta	alta	media
Area de calentamiento. . . . .	alta	baja	media
Costo inicial. . . . .	bajo	alto	medio
Consumo de potencia. . . . .	bajo	alto	medio
Espacio necesario. . . . .	menor que C.F.	igual que P.D.	igual que C.F.

Con la información que aporta esta tabla podemos definir con más facilidad las aplicaciones de los tres tipos de evaporador.

Tubos largos verticales: es el evaporador más utilizado en la industria de la celulosa. Presenta dificultades serias para líquidos severamente incrustantes, pero es de mantenimiento sencillo y costo de operación muy bajo. Soporta grandes cargas de evaporación, sin embargo, es muy sensible a los cambios en condiciones de operación y el L. N., como hemos visto, sufre variaciones de viscosidad bruscas para altas concentraciones con sólo un ligero cambio de temperatura. Por esta causa, en algunas instalaciones recientes el último efecto se sustituye por un evaporador tipo C.F.

Circulación forzada: es el equipo más idóneo para manejo de flúidos incrustantes, o niveles de alta concentración y densidad. Presenta coeficientes de transferencia muy elevados y requiere menos superficie de calentamiento que otros tipos de evaporadores,-

---

(1) Revista IQ, VI-76

pero es el más caro debido al costo del sistema permanente de recirculación del licor. Su gran desventaja es el consumo de energía eléctrica, superior al de cualquier otro tipo de evaporador. Sin embargo, utilizando un cuerpo como concentrador final después de un múltiple efecto, aporta un servicio muy eficiente.

Película descendente: este tipo de evaporador presenta una serie de características intermedias entre los dos anteriores. "Es ampliamente usado para concentrar materiales de alta sensibilidad al calor, como jugos de frutas, porque el tiempo de retención es muy pequeño, el líquido no se sobrecalienta durante su paso a través del evaporador, y se obtienen altos coeficientes de transferencia de calor junto con temperaturas de ebullición bajas. Pero no se utiliza generalmente para líquidos que contengan sólidos por la dificultad que presentan para distribuir la alimentación y evitar que se taponen". (1) De hecho en la revista A.T.C.P., en un artículo de Marzo-Junio de 1982 se publica lo siguiente para una instalación hecha en México, para concentrar licor negro en la industria del papel: "cada 4 o 5 semanas es necesario desarmar la parte superior de cada uno de los tres primeros cuerpos para destapar los tubos de los mismos. Aproximadamente el 80% de los tubos se tapan con la incrustación. El segundo efecto se destapa cada 3 o 4 meses". El mismo artículo presenta como solución lo siguiente: "se aumentó la recirculación de la alimentación al segundo efecto con la instalación de una nueva bomba. Con el fin de lograr una buena distribución del licor, se hace necesario disponer de un --

---

(1) Chemical Engineer's Handbook, Perry and Chilton.  
5a. ed. pág. 11-29



flujo de licor mucho mayor que el del diseño". (1) Esto último ya no hace mucho más barato al evaporador tipo P.D. que al C.F., - mucho menos con la dificultad que supone destapar los cuerpos. Si bien en aquella instalación se trabaja a concentraciones muy altas, este problema de incrustación y obstrucción de los tubos es más fuerte en evaporadores tipo P.D. que en los otros dos, tratándose de un líquido con gran cantidad de sólidos disueltos.

En conclusión, utilizaremos evaporadores T.L.V. para el múltiple efecto, acompañándolos por uno o más de C.F. para concentrar L.N. hasta la cantidad de sólidos totales deseada.

#### ACCESORIOS EN LOS EVAPORADORES.

Los evaporadores múltiple efecto deben ir acompañados de -- equipo periférico que le dan mayor eficiencia o que son necesari--os para que el equipo funcione:

a) Condensador de superficie: condensa el vapor producido - en el último efecto. Se emplean también condensadores barométricos.

b) Sistema de vacío: con el vacío que produce en los evaporadores, hace posible que la ebullición se produzca a bajas temperaturas en los últimos cuerpos y que exista un gradiente de temperatura entre el vapor vivo alimentado al primer efecto y el vapor producido en el último. Este gradiente es el móvil de la -- transferencia de calor.

c) Tanques flash: los condensados de cada evaporador pueden someterse a flasheo con el fin de obtener una cantidad adicional de vapor.

---

(1) Revista A.T.C.P., Marzo-Junio 1982, pag. 91

d) Líneas entre cuerpos.

e) Separadores ciclónicos: el vapor producido en cada cuerpo acárrea gotitas de licor negro que, de no separarse del mismo, producirían mucha incrustación del lado del vapor. Este equipo puede omitirse o reducirse, pero entonces debe aumentarse mucho el tamaño de los domos de cada evaporador para que esas gotitas no sean tan fácilmente arrastradas.

f) Bombas: Las bombas para manejar licor deben ser capaces de operar bajo condiciones muy variadas.

g) Instrumentación: nos limitaremos a mencionar la instrumentación indispensable para operar un evaporador múltiple efecto.

## C A P I T U L O V

## CALCULO TERMODINAMICO DEL SISTEMA DE EVAPORACION.

Habiendo elegido los tipos de evaporadores que se utilizarán en el diseño del múltiple efecto, planteamos ahora algunas opciones para el cálculo termodinámico de séxtuple efecto y hacemos una comparación entre ellas para proceder al cálculo del equipo adicional. Aunque las cuatro alternativas que presentamos son evaporadores de seis cuerpos, por lo que más adelante se verá les hemos llamado cuádruple, séxtuple, quíntuple, etc., según la forma de cálculo y el número de cuerpos de tubos largos verticales.

## OPCION 1.- SEXTUPLE EFECTO:

Se calculó un séxtuple efecto considerando inicialmente todos los cuerpos como evaporadores T.L.V., hasta encontrar áreas adecuadas, gradiente de temperatura y rango de concentración de cada evaporador. Obtenidos estos datos, se calculó el primer efecto como C.F., con el mismo rango de concentración y gradiente de temperatura del cuerpo I de T.L.V. En el arreglo obtenido, el vapor vivo se alimenta al evaporador C.F. y el arreglo es en serie. El vapor producido en el último efecto se condensa en un condensador de superficie. Ver Fig. 5.1a).

## OPCION 2.- QUINTUPLE EFECTO + C.F.

Calculamos separadamente un quíntuple efecto con cuerpos T.L.V. (T.L.V. II a T.L.V. VI) para concentrar el L.N. de 15% a 40% y un cuerpo C.F. o concentrador, que lleva el L.N. hasta 50% S.T. El vapor que se alimenta al C.F. es independiente del que se suministra al quíntuple efecto, siendo el primero de 3 Kg/cm<sup>2</sup> y de

2 Kg/cm<sup>2</sup> el segundo, con el objeto de operar el T.L.V II a condiciones más favorables de temperatura y disminuir su ensuciamiento o incrustación, pues trabaja a concentraciones críticas en este sentido. El vapor producido en el C.F. se alimenta al T.L.V. IV en lugar de hacerlo en serie al T.L.V. II, consiguiendo así una menor temperatura de ebullición en el concentrador. El vapor que se obtiene de T.L.V. II sirve como medio de calentamiento para T.L.V. III y así sucesivamente. Cabe aclarar que a T.L.V. IV se alimentan dos corrientes de vapor. Ver Fig. 5.1b).

#### OPCION 3.- CUADRUPLE EFECTO + 2 C.F:

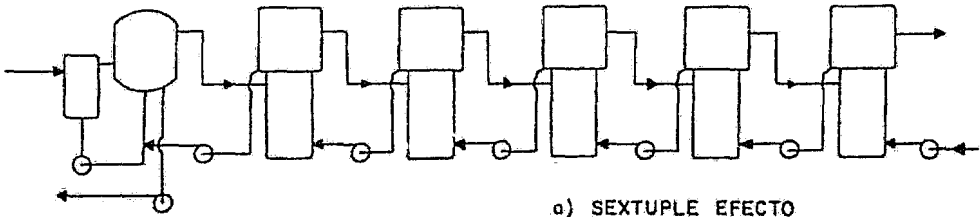
Se alimenta vapor vivo en paralelo a cuerpos C.F. I y II. El vapor educido de éstos se alimenta a un cuádruple efecto con evaporadores T.L.V. Con ésto se pretende evitar los problemas de incrustación en los dos primeros efectos. Ver Fig. 5.1,c).

#### OPCION 4.- 3 C.F. + 3 T.L.V:

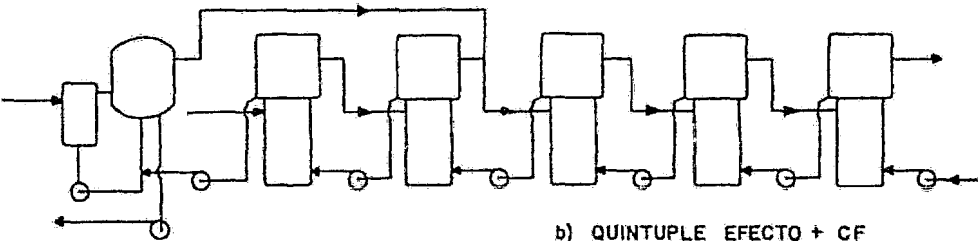
Se trata de un séxtuple efecto con los tres primeros cuerpos de C.F. y los tres últimos de T.L.V., con suministro de vapor al C.F. I. Esta cuarta posibilidad fue rápidamente eliminada por los altos costos de operación que suponen tres bombas para los evaporadores de circulación forzada. Ver Fig. 5.1,d).

#### DEFINICION DEL PROBLEMA EN GENERAL.

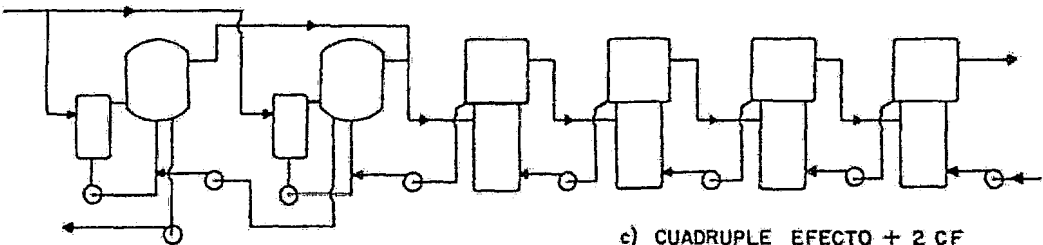
Se desea concentrar licor negro para una planta de celulosa de 300 ton/dfa desde una concentración de 15% hasta 50% en peso de sólidos totales. Se producen 1350 Kg de S.T./ton de celulosa y se dispone de vapor vivo de 2 y 3 Kg/cm<sup>2</sup>. Los evaporadores de tubos largos-verticales utilizarán tubos de 50.8 mm de diámetro externo, 16 B.W.G los elementos calefactores de los cuerpos de circulación forzada, tu



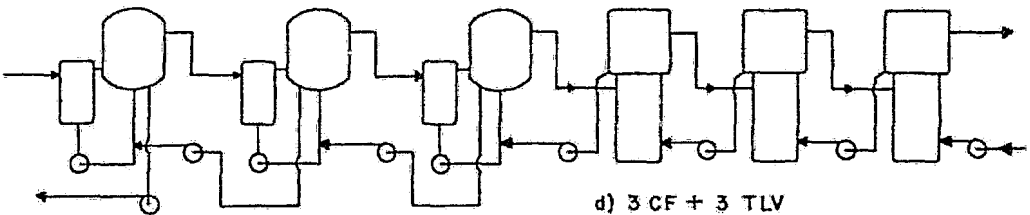
a) SEXTUPLE EFECTO



b) QUINTUPLE EFECTO + CF



c) CUADRUPL E EFECTO + 2 CF



d) 3 CF + 3 TLV

FIGURA 5.1: OPCIONES DE CALCULO

tubos de 28 mm, 16 B.W.G. y los condensadores de superficie tubos - de 19 o 25.4 mm, 16 B.W.G. según su tamaño. Se condensará el vapor del sexto efecto en un condensador de superficie que operará a 50 - mm Hg absolutos. Se cuenta con vapor de  $10.5 \text{ Kg/cm}^2$  para efectuar este vacío. El licor negro se alimenta a los evaporadores a contra corriente, a  $60 \text{ }^\circ\text{C}$ . Long. tubos = 7.315 m (24 ft).

#### CONSIDERACIONES GENERALES EN EL CÁLCULO DE UN EVAPORADOR MULTIPLE - EFECTO.

El cálculo de un evaporador M.E. está basado en los balances - de materia y energía totales y de cada efecto y en la ley de Fourier de transmisión de calor.

$$Q = U_d A DT \quad (5.1)$$

La ec. (5.1) se deriva de la ley de Fourier.

Para que un líquido comience a ebullicir dentro de un evaporador es necesario que el vapor de calentamiento se encuentre a mayor temperatura que la de ebullición del líquido. Este gradiente de temperatura es el potencial que permite el flujo de calor a través del - área de contacto entre ambos fluídos. El coeficiente de transmisión de calor es un factor que involucra la conductividad térmica del material, la resistencia a la transferencia térmica de las películas - de fluído por dentro y fuera del tubo y la resistencia debida a in - crustaciones o ensuciamiento.

Si el líquido posee una cantidad apreciable de sólidos, su ca - lor específico, calor latente de evaporación y punto de ebullición - será distintos que para el líquido puro. El punto de ebullición aumentará, pero el vapor producido a partir de la ebullición tendrá -

la temperatura del punto de ebullición del líquido puro, lo cual es importante considerar pues en el M.E. se utiliza el vapor producido en un efecto como medio de calentamiento del siguiente, y así hasta el último. En esta secuencia, el gradiente de temperatura juega un papel determinante porque hace posible la transmisión de calor y -- por ende, la concentración de la solución.

En el primer efecto se produce vapor a las condiciones de presión y temperatura del mismo. Si el segundo efecto tiene esas mismas condiciones de presión y temperatura, el vapor producido no podrá hacer que ebulle la solución porque tiene un punto de ebullición mayor que la temperatura del vapor; es decir, el gradiente de temperatura vapor-licor será insuficiente. Pero si el segundo cuerpo está sometido a vacío, disminuirá la temperatura de ebullición del licor negro y el vapor será capaz de calentarlo hasta esa temperatura. Es esta la causa que se haga vacío en el evaporador.

Se conoce como gradiente de temperatura efectivo ( $Dt_e$ ) a la diferencia de temperatura entre el vapor vivo, ( $t_0$ ) menos la temperatura del vapor en el último efecto ( $t_n$ ) (vapor que pasa al condensador), menos la suma de las elevaciones en el punto de ebullición en cada efecto ( $\sum EPE$ ):

$$Dt_e = t_0 - t_n - \sum EPE \quad (5.2)$$

El condensador se encuentra a un vacío mayor que cualquier -- efecto. El gradiente de temperatura efectivo se divide entre los -- efectos dependiendo de las condiciones de cada uno, aunque, como veremos al hablar de la secuencia de cálculo, inicialmente se supone-

que esta división es igual por efecto.

El método de cálculo del coeficiente de transferencia de calor limpio ( $U_c$ ) está simplificado por una correlación empírica estudiada en las Fábricas de Papel y Celulosa de Loreto y Peña Pobre en 1974 (cfr. Cap. 10, No. 19), misma que nosotros aplicaremos.

$$U_c = 346 \left[ \frac{t}{\mu} \right]^{0.393} \quad (5.3)$$

donde:  $t$  = temperatura, °C.

$\mu$  = viscosidad, Kg/hrm.

Cualquier cálculo termodinámico de un M.E., por razones prácticas, conduce o debe conducir a encontrar áreas de transferencia --- iguales para cada cuerpo, en base a lo cual se obtiene el número de tubos y se hace el diseño mecánico. Sin embargo, al finalizar el cálculo, si se ve conveniente pueden variarse el tamaño de las áreas por razones económicas o técnicas.

En la mayoría de los evaporadores existentes en plantas de celulosa, los mayores problemas que se presentan son incrustación y ensuciamiento de los cuerpos, principalmente en los primeros efectos donde el licor está más concentrado. Este factor debe tomarse en cuenta al hacer el diseño de un evaporador, puesto que un múltiple efecto óptimo podrá trabajar con mayor continuidad al disminuir los paros para limpieza, haciéndolos más espaciados y facilitando su programación, aunque deban considerarse siempre los imprevistos.

#### CONSIDERACIONES GENERALES CIRCULACION FORZADA.

Los evaporadores C.F. en general son relativamente inmunes a los depósitos de sales, pero hay que cuidar los siguientes aspec--



tos al calcularlos:

a) Velocidad del licor a través de los tubos: agente determinante para evitar la ebullición del líquido en los tubos y en consecuencia los depósitos sólidos en las partes metálicas. Badger - señala como velocidad mínima 1.5 m/seg para evitar la ebullición - en tubos de 366 mm. Con esto disminuye la tendencia a formar incrustaciones, pero la velocidad no debe llegar a valores que produzcan erosión.

b) Temperatura de ebullición de la solución: dado que el L.N. es una solución con tendencia a formar incrustaciones, es importante cuidar la temperatura del mismo. Si ésta es alta, se facilita la ebullición en los tubos aunque la velocidad sea grande, en todo caso, no se pueden tener velocidades muy altas por el costo de bombeo y la posible erosión que esto pueda provocar. Si la temperatura es baja, como estamos trabajando a niveles de concentración altos, la viscosidad del L.N. aumenta mucho, teniendo como consecuencias: facilidad de incrustación, bomba más grande, caída del coeficiente de transmisión de calor, entre otras. Esto nos llevó a hacer diversos cálculos con temperaturas desde 55 °C hasta 120 °C obteniendo mejores resultados para 90 - 110 °C.

c) Relación de recirculación: por razones económicas de costo de bombeo y costo inicial de la bomba de recirculación, interesa que ésta sea lo más pequeña posible para hacer el trabajo que queremos, pero sin llegar a capacidades muy bajas pues se corre el riesgo de que se produzca la tan temida ebullición en los tubos para gastos pequeños, que implicarían (cuando el evaporador ya esté diseñado y trabajando), velocidades bajas.

d) Factor de obstrucción ( $R_d$ ): puesto que un evaporador de este tipo presenta menos problemas de incrustación y ensuciamiento que cualquier otro, los factores de obstrucción serán menores que para los cuerpos T.L.V. Hicimos los cálculos con varios  $R_d$  basándonos en datos de la literatura y en la experiencia de las Fábricas de Papel y Celulosa Loreto y Peña Pobre, para tener una base de comparación. Encontramos un valor medio como más adecuado y ése aplicamos, como se verá más adelante.

e) Coeficiente de transferencia de calor ( $U_c$ ): al igual que en el M.E., nos basamos en una relación empírica ya estudiada. Hicimos comparaciones con otra relación empírica tomada del Perry - (Ecuación 10-141, 5a. edición) y con el método que propone Kern - para la obtención de  $U_c$ , consiguiendo resultados muy parecidos. - Por simplicidad y porque esta relación se estudia ya en otro trabajo (cfr. Cap. 10, No. 19), preferimos utilizarla:

$$U_c = \frac{3778 v^{0.45}}{\mu^{0.25} Dt_m^{0.1}} \quad (5.4)$$

donde:  $v$  = velocidad del licor por los tubos, m/seg.

$\mu$  = Viscosidad a temperatura promedio, Kg/hrm.

$Dt_m$  = Diferencia logarítmica de temperatura, °C.

## 5.1 SECUENCIA DE CALCULO MULTIPLE EFECTO.

La secuencia de cálculo será ejemplificada con la Opción 1  
OPCION 1.- SEXTUPLE EFECTO.

En el estudio de evaporadores de múltiple efecto, cada uno se denomina "cuerpo o efecto" y se numeran siempre en la direc-

ción del flujo de vapor de agua. Es costumbre en el estudio detallado de los evaporadores, referirse a los diferentes efectos únicamente por números romanos. En este trabajo el flujo de líquido corre en dirección contraria, a contracorriente con el vapor. Las literales con números romanos se refieren al licor y las que tienen subíndices arábigos al vapor. Entonces la nomenclatura que utilizaremos será la siguiente:

VARIABLES REFERENTES AL LICOR NEGRO:

En general:

$W_e$  = Flujo de entrada, Kg/hr.

$W_s$  = Flujo de salida, Kg/hr.

$W_f$  = Flujo de alimentación, Kg/hr.

Con estos mismos subíndices (e, s y f), aparecen también las variables siguientes:

$X$  = Concentración (entrada, salida, alimentación), % en peso

$C_p$  = Calor específico, Kcal/Kg°C.

$t$  = temperatura, °C.

VARIABLES CON SUBÍNDICES I A VI PARA LOS RESPECTIVOS EFECTOS:

Literal (I a VI)	Significado	Unidades
W	Flujo de licor negro	Kg/hr
X	Concentración	% en peso
t	Temperatura	°C
E.P.E.	Elevación del punto de ebullición	°C
$D_t$	Gradiente de temperatura por efecto	°C
$C_p$	Calor específico	Kcal/Kg°C
A	Area de cada efecto	m <sup>2</sup>
Q	Calor transferido por efecto	Kcal/hr
$A_d$	Area de diseño de cada efecto	m <sup>2</sup>
$\mu$	Viscosidad del licor negro	Kg/hrm
$U_c$	Coficiente limpio de transferencia de calor	Kcal/hrm <sup>2</sup> °C
$R_d$	Factor de obstrucción	hrm <sup>2</sup> °C/Kcal
$U_d$	Coficiente de diseño de transf. calor	Kcal/hrm <sup>2</sup> °C

Variables referentes al vapor.

En general:

$V_0$  = flujo de vapor vivo, Kg/hr.

$t_0$  = temperatura del vapor vivo, °C.

$I_0$  = calor latente del vapor vivo, Kcal/Kg.

Variables con subíndices 1 a 6 para el vapor producido en los efectos respectivos:

Literal (1 a 6)	Significado	Unidades
V	flujo de vapor que sale de cada efecto	Kg/hr
t	temperatura	°C
I	calor latente de vaporación	Kcal/Kg

Otras variables involucradas en el cálculo.

DV = suma del vapor producido en los 6 efectos, Kg/hr.

DV<sub>f</sub> = DV por efecto, Kg/hr.

$P_n$  = presión absoluta en el condensador de superficie, mm Hg.

$P_v$  = presión del vapor vivo, Kg/cm<sup>2</sup>.

$P_a$  = presión absoluta, Kg/cm<sup>2</sup>.

$t_n$  = temperatura en el condensador de superficie, °C.

Dt<sub>e</sub> = gradiente de temperatura efectivo, °C.

$A_m$  = área media de los evaporadores, m<sup>2</sup>.

n = número de efectos.

f = factor de corrección de los gradientes de temperatura, °C

L = longitud de los tubos, m ó mm.

DE = diámetro externo de los tubos, m ó mm.

DI = diámetro interno de los tubos, m ó mm.

S = cantidad de sólidos que contiene el licor negro, Kg/hr.

CONDICIONES PARA HACER EL DISEÑO:

Para formar un evaporador múltiple efecto simplemente deben hacerse conexiones de tuberías adecuadas entre varios efectos sin que varíe la estructura de los cuerpos. El principio general de -

funcionamiento es que el vapor desprendido de un evaporador sirve como medio de calentamiento en el siguiente. Por otra parte, el licor negro se alimenta al último efecto, el VI, y se va concentrando al ir pasando de efecto en efecto para salir por el I con el % de sólidos deseado.

En estas sencillas secuencias están latentes algunas simplificaciones que son las condiciones del diseño:

- 1.- El vapor producido en cada efecto se condensa íntegramente en el siguiente.
- 2.- No disminuye la temperatura del licor negro al pasar de efecto en efecto.
- 3.- El régimen es permanente y el vacío se mantiene constante.
- 4.- No forman parte de los balances el licor negro que retorna de los separadores ciclónicos y el vapor que se obtiene de los tanques "flash", temas que serán tratados posteriormente.
- 5.- Los cuerpos se encuentran perfectamente venteados, de tal manera que los incondensables no impiden la transferencia de calor.
- 6.- El vapor que sale de los separadores ciclónicos ya no acarrea licor, es decir, la separación es 100% eficiente.
- 7.- El flujo es a contracorriente entre el vapor y el licor negro.
- 8.- El vapor se considera saturado y se condensa isotérmicamente.

#### PASOS PRELIMINARES A LA SECUENCIA.

Datos del vapor: tomados de tablas de vapor.

$P_a$ (Kg/cm <sup>2</sup> )	2.79	3.79
$t_o$ ( °C )	130.5	141.1
$\gamma_o$ (Kcal/Kg)	518.8	511.1

## DATOS DEL VACIO.

$$P_n = 50 \text{ mm Hg.}$$

$$t_n = 38.09 \text{ }^\circ\text{C.}$$

De los datos para hacer el diseño se puede obtener la cantidad de sólidos por hora que contiene el L.N.

$$S = 300 \frac{\text{ton celulosa}}{\text{día}} \times 1350 \frac{\text{Kg sólidos}}{\text{ton celulosa}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}} = 16,875 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

La secuencia de cálculo parte de dos suposiciones:

- 1.- Se evapora la misma cantidad de agua por efecto.
- 2.- El gradiente de temperatura es igual para todos los efectos

Es decir:

$$DV_f = \frac{DV}{n} \quad (5.5)$$

$$t_I = t_{II} = t_{III} = \dots = \frac{Dt_e}{n} \quad (5.6)$$

En términos generales, la primera suposición conduce a obtener datos físicos aproximados del licor negro, para aplicarlos a los balances. Y la segunda, apoyada en estos valores nos lleva a obtener la cantidad de vapor que produce cada evaporador, base del cálculo para las áreas. Si se pretende encontrar áreas iguales, con el primer intento la mayoría de las veces, por no decir todas, el resultado es de áreas muy dispersas. Entonces, con un valor medio de éstas se calculan los gradientes reales de temperatura de cada efecto, la cantidad de vapor que produce cada efecto y de nuevo las áreas. Si éstas son iguales en un rango de  $A_m = \pm 5\% A_m$ , se termina el cálculo dando un valor adecuado a la área de los cuerpos. El -

procedimiento se repite hasta obtener áreas dentro de este margen, lo cual sucede al segundo o tercer intento.

Por consiguiente, pasando a los datos preliminares de la secuencia, con un balance de materia total para el evaporador, se obtiene:

$$W_f = W_s + DV \quad (5.7)$$

De un balance total de L.N.

$$W_f X_f = W_s X_s = S \quad (5.8)$$

Del cual:

$$W_f = \frac{S}{X_f} \quad \text{y} \quad W_s = \frac{S}{X_s} \quad (5.9)$$

Combinando las ecuaciones (5.7) y (5.9) se obtiene la cantidad de agua evaporada total en base a datos conocidos:

$$DV = S \left( \frac{1}{X_f} - \frac{1}{X_s} \right) \quad (5.10)$$

y puede calcularse el agua evaporada por efecto con la ec. (5.5). La ecuación (5.10) se aplica también a cada efecto individualmente, cambiando sólo la terminología:

$$DV_f = S \left( \frac{1}{X_e} - \frac{1}{X_s} \right)$$

De la ecuación anterior se puede despejar la concentración de salida de cada efecto que se usa para calcular las propiedades del licor, los flujos y la EPE. Con esto pasamos a los pasos de la secuencia propiamente dicha:

PASO 1: Concentraciones de salida de cada efecto:

$$X_s = \left( \frac{1}{X_e} - \frac{DV_f}{S} \right)^{-1}$$

El flujo de L.N., su concentración y Cp de salida de un efecto (por ejemplo el VI) son los de entrada al siguiente (el V).

PASO 2: Lectura del Cp.

El Cp se busca en la gráfica 2.2 con las concentraciones de salida. Se utilizan éstas en vez de las de entrada porque nos hacen mantener el cálculo del lado seguro.

PASO 3: Gradiente efectivo de temperatura.

Con las concentraciones de salida de cada evaporador se buscan las EPE en la gráfica 2.1 y se calcula el gradiente efectivo de temperatura con la ecuación (5.2). Se aplica entonces la suposición 2, calculando  $t_I$  a  $t_{VI}$  con la ecuación (5.6). Esto sólo se hace en el primer intento.

PASO 4: Temperaturas de ebullición y del vapor producido.

En cualquier efecto, el gradiente de temperatura está dado por la diferencia entre la temperatura del vapor de calefacción y la temperatura de ebullición del licor. Como hemos supuesto un gradiente igual para todos los cuerpos, se puede conocer la temperatura de ebullición supuesta de cada uno. En los siguientes intentos se conocen ya los Dt particulares de cada efecto, como se verá en el paso 11, y también se pueden conocer estas temperaturas de ebullición que ya no son supuestas sino reales. Tenemos por tanto, para cada cuerpo las siguientes ecuaciones:

$$\begin{aligned} \text{Efecto I} \quad t_I &= t_0 - Dt_I \\ t_1 &= t_I - EPE_I \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efecto III} \quad t_{III} &= t_2 - Dt_{III} \\ t_3 &= t_{III} - EPE_{III} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efecto II} \quad t_{II} &= t_1 - Dt_{II} \\ t_2 &= t_{II} - EPE_{II} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efecto IV} \quad t_{IV} &= t_3 - Dt_{IV} \\ t_4 &= t_{IV} - EPE_{IV} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Efecto V} \quad t_V &= t_4 - Dt_V \\ t_5 &= t_V - EPE_V \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Efecto VI} \quad t_{VI} &= t_5 - Dt_{VI} \\ t_6 &= t_{VI} - EPE_{VI} \\ t_6 &= t_n \end{aligned}$$

El efecto VI producirá un vapor a la temperatura de equilibrio según el vacío del condensador de superficie, independientemente de la temperatura que pueda haber en otros cuerpos.

PASO 5: Calores latentes.

En tablas de vapor se buscan los calores latentes del vapor de cada cuerpo.

PASO 6: Cantidad de vapor producida en cada efecto.

Haciendo un balance de materia por efecto:

$$\begin{aligned} W_I &= W_{II} - V_1 & (5.11) & & W_{II} &= W_I + V_1 \\ W_{II} &= W_{III} - V_2 & & & W_{III} &= W_I + V_1 + V_2 \\ W_{III} &= W_{IV} - V_3 & & & W_{IV} &= W_I + V_1 + V_2 + V_3 \\ W_{IV} &= W_V - V_4 & & & & \text{No es necesario aplicarla} \\ W_V &= W_{VI} - V_5 & & & W_V &= W_f - V_6 - V_5 \\ W_{VI} &= W_f - V_6 & & & W_{VI} &= W_f - V_6 \end{aligned}$$

Y un balance de energía por efecto:

$$\begin{aligned} Q_I &= V_0 l_0 = W_{II} C_{PI} (t_I - t_{II}) + V_1 l_1 \\ Q_{II} &= V_1 l_1 = W_{III} C_{PII} (t_{II} - t_{III}) + V_2 l_2 & (5.12) \\ Q_{III} &= V_2 l_2 = W_{IV} C_{PIII} (t_{III} - t_{IV}) + V_3 l_3 \\ Q_{IV} &= V_3 l_3 = W_V C_{PIV} (t_{IV} - t_V) + V_4 l_4 \\ Q_V &= V_4 l_4 = W_{VI} C_{PV} (t_V - t_{VI}) + V_5 l_5 \\ Q_{VI} &= V_5 l_5 = W_f C_{PVI} (t_{VI} - t_f) + V_6 l_6 \end{aligned}$$

Sustituyendo las ecuaciones 5.11 en las 5.12 obtenemos:

$$\begin{aligned}
V_0^1_0 &= (W_I + V_1) C_{pI} (t_I - t_{II}) + V_1^1_1 \\
V_1^1_1 &= (W_I + V_1 + V_2) C_{pII} (t_{II} - t_{III}) + V_2^1_2 \\
V_2^1_2 &= (W_I + V_1 + V_2 + V_3) C_{pIII} (t_{III} - t_{IV}) + V_3^1_3 \\
V_3^1_3 &= (W_f - V_6 - V_5) C_{pIV} (t_{IV} - t_V) + V_4^1_4 \\
V_4^1_4 &= (W_f - V_6) C_{pV} (t_V - t_{VI}) + V_5^1_5 \\
V_5^1_5 &= W_f C_{pVI} (t_{VI} - t_f) + V_6^1_6
\end{aligned} \tag{5.13}$$

Donde son desconocidas las variables  $V_0, V_1, V_2, V_3, V_4, V_5$  y  $V_6$ . Añadiendo la siguiente ecuación de producción de vapor total en el múltiple efecto (última de las ecuaciones 5.13):

$$DV = V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 + V_6 \tag{5.13}$$

Se obtiene un sistema de 7 ecuaciones con 7 incógnitas. Al resolverlo se conoce la cantidad de vapor producido por cada efecto. Es necesario calcular antes  $W_I$ , lo cual se hace con la ecuación 5.9 sabiendo que  $X_I = 0.5$ .

PASO 7: Calor transmitido por efecto.

$$\begin{aligned}
Q_I &= V_0^1_0 & Q_{IV} &= V_3^1_3 \\
Q_{II} &= V_1^1_1 & Q_V &= V_4^1_4 \\
Q_{III} &= V_2^1_2 & Q_{VI} &= V_5^1_5
\end{aligned}$$

PASO 8: Cálculo de  $U_c$ .

Se aplica la ecuación 5.3, donde:

$t$  = temperatura del vapor producido por efecto, °C.

$\mu$  = viscosidad que se obtiene de la gráfica 2.4 con los datos de concentración de salida y la temperatura del vapor producido en cada efecto; Kg/hrm.

PASO 9: Area de los cuerpos.

De la ecuación 5.1:

$$A = \frac{Q}{U_c \quad Dt}$$

Se calcula el área de los cuerpos. Se obtiene el área media y en base al criterio ya especificado se procede según convenga:

si las áreas caen en el intervalo:  $A_m \pm 5\% A_m$  ----- PASO 11

si las áreas se salen de este intervalo ----- PASO 10

PASO 10: Gradiente real de temperatura por efecto.

Se aplica la siguiente ecuación para cada efecto:

$$Dt_i = \frac{Q}{U_c \quad A_m}$$

Y se suman los gradientes de temperatura:

$$\sum Dt_i = Dt_I + Dt_{II} + \dots + Dt_{VI} \quad (5.14)$$

Antes de proseguir con los pasos 1 a 3 deben tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:

a) En el paso 1 se utilizan las cantidades de vapor obtenidas del sistema de ecuaciones (paso 7) en vez de  $DV_f$ , para cada efecto.

b) Corrección de los gradientes de temperatura,  $Dt_i$ ; paso 3. Una vez calculado el  $Dt_e$ , la diferencia entre éste y la suma de los gradientes de temperatura calculada con la ecuación 5.14, se divide entre  $n$  y el valor obtenido se suma o resta a todos y cada uno de los  $Dt_i$ , de tal manera que  $\sum Dt_i = Dt_e$ ; esta diferencia se debe a los errores por aproximación, lecturas de gráficas, interpolación de tablas, etc. y debe distribuirse entre todos los efectos para que el cálculo sea más exacto. Más explícitamente:

$$f = \frac{\sum Dt_i - Dt_e}{n}$$

Si  $f$  es positivo,  $Dt_i$  corregido =  $Dt_i - f$

Si  $f$  es negativo,  $Dt_i$  corregido =  $Dt_i + f$

De este modo se cumple  $\sum Dt_i = Dt_e$

Hecho ésto se continúa con los pasos 4 a 9.

PASO 11: Cálculo de  $U_d$  y áreas de diseño.

Dado que se pretende obtener áreas iguales o muy parecidas, y sabiendo que el L.N. se comporta en forma muy diferente para las distintas concentraciones, los  $R_d$  por efecto no serán iguales. -- Puesto que se esperan mayores problemas de incrustación en los primeros cuerpos, en ellos el  $R_d$  será más grande. Consideramos como mínimo un  $R_d$  permitido de  $0.00035 \text{ m}^2_{\text{hr}} \text{ } ^\circ\text{C}/\text{Kcal}$ . Una vez que se han obtenido las áreas con  $U_c$  y éstas son iguales, si se ve conveniente, por la posición de cada cuerpo y la concentración de licor que maneja, por hacer un sobrediseño necesario, por razones económicas o algún otro motivo, se pueden dar áreas (calculadas con  $U_d$ ) que no resulten iguales para todos los cuerpos manejando valores más altos de  $R_d$ . Con este criterio se aplican las siguientes ecuaciones:

$$U_d = \frac{U_c}{R_d U_c + 1} \quad \text{y} \quad A = \frac{Q}{U_d Dt}$$

Estas áreas serán la base para el diseño mecánico del Capítulo VI. Para facilitar su introducción añadimos aquí el cálculo del número de tubos.

PASO 12: Número de tubos.

Según los datos del planteamiento del problema, los tubos que se emplean son de DE = 50.8 mm (2"), 16 BWG para intercambiadores de calor. Entonces:

$$N_t = \frac{A}{\pi DE L} \quad (5.15)$$

En este caso, al tercer intento conseguimos áreas (calculadas con  $U_c$ ) bastante parecidas, dentro del margen establecido. En resumen, los resultados son los siguientes:

Tabla 5.1: AREAS LIMPIAS DEL EVAPORADOR SEXTUPLE EFECTO.

Efecto	$X_s$	$W_s$	t licor	t vapor	V	A
I	0.500 <sup>+</sup>	33,750.0 <sup>+</sup>	115.64 <sup>+</sup>	107.84 <sup>+</sup>	17,119.26	676.4
II	0.331 <sup>+</sup>	50,869.3 <sup>+</sup>	93.90 <sup>+</sup>	89.60	15,175.75	683.6
III	0.254	66,045.0	78.01	74.91	13,235.85	683.7
IV	0.212	79,280.8	64.33	62.03	11,265.51	689.9
V	0.186	90,546.7	51.83	49.83	9,197.88	684.7
VI	0.169	99,744.6	39.84	38.09	12,755.73	695.5

(+) Estos datos serán utilizados para el diseño del evaporador de circulación forzada.

$$A_m = 685.6 \text{ m}^2$$

$$A_m + 5\%A_m = 719.9 \text{ m}^2$$

$$* A_m - 5\%A_m = 651.3 \text{ m}^2$$

Con estos resultados se puede calcular el área de diseño, y el número de tubos.

Los tubos serán de 7.315 m (24 ft).

TABLA 5.2: AREAS DE DISEÑO DEL EVAPORADOR SEXTUPLE EFECTO

Efecto	$R_d$	$U_d$	$A_d$	$N_t$
I	-----	-----	-----	-----
II	0.000559	624.2	1,050.0	900
III	0.000513	680.2	1,050.0	900
IV	0.000518	661.5	1,050.0	900
V	0.000390	669.6	930.0	797
V	0.000445	564.5	930.0	797

No aparecen resultados en la tabla 5.2 para el efecto I, por que este cuerpo será sustituido por un evaporador de circulación-forzada. En los cuerpos V y VI la incrustación es menos drástica y se puede proponer  $R_d$  menores sin detrimento de la transferencia de calor. Este ahorro de área hace más factible esta opción.

## 5.2 SECUENCIA DE CALCULO PARA EL EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA

El evaporador de circulación forzada consta de 3 elementos - principales:

- 1.- Cabeza de evaporación "flash".
- 2.- Bomba de recirculación.
- 3.- Elemento calefactor vertical externo.

Estas partes se encuentran unidas por tubería. El L.N. se -- alimenta antes de la bomba y se descarga de la cabeza ya concentra-- do. El flujo de licor recirculado es alto, con el fin de obtener-- la velocidad deseada por los tubos. Elegimos 3 m/seg para tubos-- de 7.32 m.

El flujo de alimentación en todos los casos se encuentra a di-- ferente temperatura del flujo recirculado. Al unirse estas corrien-- tes, cuando éste último es pequeño, cambian un poco las propiedades físicas del licor recirculado; pero cuando es alto, prácticamente no

se aprecia tal cambio.

Flujo de alimentación y de recirculación juntos pasan por la - bomba y son lanzados a través de los tubos del elemento calefactor, donde se eleva la temperatura del licor tanto como sea necesario -según sea el flujo-, para que se produzca la cantidad de vapor deseada a las condiciones de presión y temperatura de la cabeza.

Es necesario añadir la siguiente nomenclatura referente al licor negro:

$W$  = flujo de licor negro que pasa por la bomba, Kg/hr.

$X_w$  = concentración de L.N. que pasa por la bomba, fracción peso.

$t_w$  = temperatura de L.N. después de la unión de corrientes, °C.

$t'_w$  = temperatura de L.N. a la salida del elemento calefactor, °C.

$Dt_m$  = diferencia logarítmica de temperatura en el EC, °C.

$v$  = velocidad de flujo de L.N. m/seg.

$\rho_w$  = densidad de licor a  $t_w$  y  $X_w$ , Kg/m<sup>3</sup>

$W_c$  = flujo calculado de licor negro, Kg/hr.

$t_a$  = temperatura media entre  $t_w$  y  $t'_w$ , °C.

$\mu_a$  = viscosidad del L.N. a  $t_a$ , °C.

Otras variables:

$DI$  = diámetro interno de los tubos, m.

$A_f$  = área transversal de flujo por el elemento calefactor, m<sup>2</sup>.

$n$  = número de pasos por los tubos del elemento calefactor,  $n=1$ .

Pretendemos concentrar el licor negro desde el % de sólidos totales a la salida del múltiple efecto, hasta el 50%. Las condiciones de diseño son las mismas aunque se trata de un cuerpo independiente que toma una cantidad de licor a determinada concentración y

entrega al múltiple efecto un flujo de vapor establecido.

El problema de diseñar un C.F. se reduce a encontrar el área de transferencia de calor adecuada para producir el vapor necesario. Sin embargo, ahora el flujo de recirculación juega un papel importante porque debe ser suficiente para que, con el área instalada se obtenga la concentración de L.N. deseado, fluyendo a la velocidad de 3 m/seg. Analizando este problema tenemos:

$$W = 3600 v \rho_w A_f \quad (5.16)$$

El área de flujo no debe confundirse con el área de transferencia de calor (A). La primera se refiere al área transversal del elemento calefactor por donde pasa el flujo W y está dada por el área transversal interna de un tubo, multiplicada por el número de tubos y dividido todo ésto por el número de pasos que en nuestro caso es uno:

$$A_f = \frac{N_t}{n} \frac{\pi (DI)^2}{4} \quad (5.17)$$

Sustituyendo 5.17 en 5.16, para  $n = 1$ :

$$W = \frac{3600 v \rho_w \pi (DI)^2 N_t}{4} \quad (5.18)$$

Para conocer el número de tubos es necesario determinar el área de transferencia de calor (A). Ambas incógnitas están relacionadas por la ecuación (5.15). A su vez, el área (A) se obtiene de la ecuación (5.1). Sustituyendo ambas expresiones en la ecuación (5.18) queda:

$$W = \frac{900 v \rho_w (DI)^2 V_o I_o}{L (DE) D_t U_d} \quad (5.19)$$



Pero con:

$$\frac{1}{U_d} = R_d + \frac{1}{U_c} \quad (5.20)$$

Y la ecuación (5.4) la ecuación (5.19) se transforma en:

$$W = \frac{900 v \rho_w (DI)^2 V_o l_o}{L (DE) Dt_m} \left[ R_d + \frac{\gamma_a^{0.25} Dt_m^{0.1}}{3778 v^{0.45}} \right] \quad (5.21)$$

$\rho_w$  se obtiene de la gráfica 2.3 y  $\gamma_a$  en la 2.4.

El flujo calculado con esta relación involucra la velocidad, las dimensiones de la tubería, el área de transferencia de calor y las propiedades del licor que pasa por el elemento calefactor.

Podría calcularse  $W$  si estas propiedades fueran conocidas, pero dependen, al mismo tiempo, del flujo y deben evaluarse por otro camino, principalmente a causa de la diferencia logarítmica de temperatura. Si en la figura 3.1,b) hacemos un balance total de energía, tomando como  $t_{ref.} = t_I$ :

$$V_o l_o + W_{II} C_{p_{II}} (t_{II} - t_I) = V_1 l_1 + W_I C_{p_I} (t_I - t_{II})$$

$$V_o l_o = V_1 l_1 + W_{II} C_{p_{II}} (t_I - t_{II}) \quad (5.22)$$

Podemos conocer la cantidad de vapor necesaria ( $V_o$ ) para obtener el flujo de vapor ( $V_1$ ) que pasa al M.E.

Prestando ahora atención a la unión de corrientes de la misma figura:

Balance de materia de L.N.

$$(W - W_{II}) X_I + W_{II} X_{II} = W X_w$$

de donde:

$$X_W = \frac{(W - W_{II})X_I + W_{II}X_{II}}{W} \quad (5.23)$$

Balance de energía con  $t_{ref.} = t_I$ :

$$(W - W_{II})Cp_I(t_I - t_I) + W_{II}Cp_{II}(t_{II} - t_I) = WCp_W(t_W - t_I)$$

de donde:

$$t_W = t_I + \frac{W_{II}Cp_{II}(t_{II} - t_I)}{WCp_W} \quad (5.24)$$

Este balance podría hacerse con otras temperaturas de referencia. Hemos tomado ésta porque conduce a una ecuación más sencilla y el resultado no cambia. El  $Cp_W$  se lee en la gráfica 2.2 con  $X_W$ .

De un balance de energía en el elemento calefactor:

Calor cedido = calor recibido

$$V_0l_0 = WCp_W(t'_W - t_W)$$

de donde:

$$t'_W = t_W + \frac{V_0l_0}{WCp_W} \quad (5.25)$$

$V_0l_0$  se calcula previamente con la ecuación (5.22).

Con las ecuaciones (5.23) a (5.25) se obtienen las propiedades buscadas.  $t_a$  y  $Dt_m$  se evalúan con las ecuaciones apuntadas más abajo. Los datos de viscosidad y densidad se encuentran en las gráficas respectivas:

$$t_a = \frac{t'_W + t_W}{2} \quad (5.26)$$

$$Dt_m = \frac{t'_W - t_W}{\ln \frac{t_0 - t_W}{t_0 - t'_W}} \quad (5.27)$$

A manera de comprobación, si se desea, puede hacerse un balance de energía en la cabeza de evaporación, para verificar que se obtiene la cantidad de vapor deseada; con  $t_{ref.} = t_I$ :

$$Wc_{p_W}(t'_W - t_I) = V_1 l_1 + (W - V_1)C_{p_I}(t_I - t_I)$$

de donde:

$$V_1 = \frac{WC_{p_W}(t'_W - t_I)}{l_1} \quad (5.28)$$

Pero estas ecuaciones (5.23) a (5.28) no se pueden resolver si no se conoce  $W$ , que es necesario suponer resultando la siguiente secuencia:

- a) Con valor supuesto de  $W$ , se calcula  $X_W$  con la ec. (5.23).
- b) En la gráfica 2.2 se lee  $C_{p_W}$  que no cambiará mucho con respecto a  $C_{p_I}$ , para altos valores de  $W$ .
- c) Se calculan  $t_W$  y  $t'_W$  con las ecuaciones (5.24) y (5.25).
- d) Con las ecuaciones (5.26) y (5.27) se obtienen  $t_a$  y  $Dt_m$ .
- e)  $H_a$  y  $f_W$  se buscan en las gráficas 2.4 y 2.3 respectivamente.
- f) Con estos datos se aplica la ecuación (5.21) para obtener  $W_C$ . Si el valor supuesto de  $W$  es igual a  $W_C$ , se calcula  $U_C$ ,  $U_d$  y el área del elemento calefactor con las ecuaciones (5.4), (5.20) y (5.1).
- g) Si  $W \neq W_C$ , se supone un nuevo valor de  $W$ , que puede ser el-

obtenido en el inciso f).

Es importante aclarar que para flujos menores a un cierto valor, por la ecuación (5.25) puede obtenerse un valor de  $t'_w$  igual o incluso mayor a la temperatura del vapor vivo. En estas condiciones, al calcular la diferencia logarítmica de temperatura se llega a un indeterminación. En todo caso, si  $t'_w$  llegara a ser igual a  $t_o$ , el área de transferencia que se obtendría sería infinita, lo cual no es posible construir.

El resultado de la secuencia es un flujo de licor negro que produce determinada diferencia logarítmica de temperatura a la velocidad de 3 m/seg, y proporciona datos suficientes para calcular  $U_c$ ,  $U_d$  y el área del elemento calefactor. El cálculo y los resultados del C.F. para la primera opción se presentan a continuación:

De la tabla 5.1:

$X_I = 0.500$	-----	$Cp_I = 0.758$	gráfica 2.2
$X_{II} = 0.331$	-----	$Cp_{II} = 0.820$	" "
$W_I = 33,750.0$			Kg/hr
$W_{II} = 50,869.3$			"
$t_I = 115.64$			°C
$t_{II} = 93.90$			°C
$t_o = 141.69$	-----	$l_o = 511.11$	Tablas de vapor
$t_1 = 107.84$	-----	$l_1 = 533.88$	"
$V_1 = 17,119.3$			Kg/hr

Del planteamiento general del problema sabemos los datos de los tubos.

Vapor suministrado al elemento calefactor, ec. (5.22)

$$V_o l_o = 10,046,720.2 \text{ Kcal/Kg}$$

Como puede verse, del segundo cálculo en adelante las propiedades del licor ya no varían mucho consiguiéndose rápidamente la convergencia. Ver tabla 5.3.

Añadimos a esta tabla el área calculada con cada flujo para observar como dependen una de otro: son inversamente proporcionales. Esto sucede porque al aumentar el flujo, por la ecuación (5.25) se ve que  $t'_w$  disminuye provocando que  $Dt_{III}$  aumente, en consecuencia, el área disminuye y es razonable porque al recircular más licor, se necesitará menos área de transferencia de calor para producir el flash deseado.

Elegimos un  $R_d = 4.1 \times 10^{-4}$  hr  $m^2$  °C/Kcal porque es un valor medio entre el mínimo ya mencionado y el utilizado en los evaporadores T.L.V. Lo preferimos al valor alto porque éste ocasiona un flujo más elevado de licor recirculante y porque dadas las características del evaporador C.F., no se requiere un factor de obstrucción tan grande.

En contraposición, ese valor medio se encuentra por encima del  $R_d$  mínimo, con lo cual el área propuesta resulta satisfactoria.

Por último, con respecto a este evaporador, calculamos al número de tubos con la ec. (5.15) encontrando:  $N_t = 516$  tubos.

Los resultados de esta opción se encuentran resumidos en la tabla R.1.

#### OPCION 2.- QUINTUPLE EFECTO + C.F.

Con este arreglo el L.N. se concentra de 15 a 40% en un evaporador quíntuple efecto con alimentación de vapor vivo de 2 Kg/cm<sup>2</sup>.

Un evaporador de circulación forzada o concentrador lleva el L.N. -

TABLA 5.3: SECUENCIA DE CALCULO Y RESULTADOS DEL EVAPORADOR CF.

Ecuación o gráfica		(5.23)	(5.24)	(5.25)	(2.3)	(2.4)	(5.21)	(5.1)
Variable	W supuesta	$x_w$	$t_w$	$t'_w$	$\rho_w$	$\tau_a$	$W_c$	A
Unidades	Kg/hr		$^{\circ}\text{C}$	$^{\circ}\text{C}$	$\text{Kg/m}^3$	$\text{Kg/hr m}$	$\text{Kg/hr}$	$\text{m}^2$
	$10.0 \times 10^5$	0.491	114.45	127.67	1,232.99	22	$52.9 \times 10^5$	458.3
	$52.9 \times 10^5$	0.498	115.42	117.02	1,238.26	25	$43.3 \times 10^5$	373.3
	$43.3 \times 10^5$	0.498	115.37	118.41	1,238.26	25	$43.7 \times 10^5$	376.8
	$43.7 \times 10^5$	0.498	115.37	118.40	1,238.26	25	$43.7 \times 10^5$	376.6

TABLA R. 1: RESULTADOS OPCION 1: SEXTUPLE EFECTO

		I (CF)	II	III	IV	V	VI
1	$W_e$ -Licor alimentado, Kg/hr	50,869.3	66,045.0	79,280.8	90,546.7	99,744.6	112,500.0
2	$W_s$ -Licor de salida, Kg/hr	33,750.0	50,869.3	66,045.0	79,280.8	90,546.7	99,744.6
3	$X_e$ -Concentración entrada, %	33.1	25.4	21.2	18.6	16.9	15.0
4	$X_s$ -Concentración salida, %	50.0	33.1	25.4	21.2	18.6	16.9
5	$C_p$ -Calor esp., Kcal/Kg °C	0.758	0.822	0.865	0.895	0.915	0.931
6	EPE - °C	7.8	4.3	3.1	2.3	2.0	1.7
7	$t_{I-VI}$ -temp.del licor, °C	115.6	93.9	78.0	64.3	51.8	39.8
8	$Dt$ - °C	25.5	13.9	11.6	10.6	10.2	10.0
9	$t$ -temp. vapor alim., °C	141.1	107.8	89.6	74.9	62.0	49.8
10	$l$ -del vapor alim., Kcal/Kg	511.1	533.8	545.5	554.6	561.9	569.4
11	$t$ -del vapor prod., °C	107.8	89.6	74.9	62.0	49.8	38.1
12	$l$ -del vapor prod., Kcal/Kg	533.8	545.5	554.6	561.9	569.4	576.1
13	$V$ -flujo vapor alim., Kg/hr	19,656.7	17,119.3	15,175.7	13,235.8	11,265.5	9,197.9
14	$V$ -flujo vapor prod., Kg/hr	17,119.3	15,175.7	13,235.8	11,265.5	9,197.9	12,755.7
15	$Q/1000$ - Kcal/hr	10,046.7	9,139.6	8,279.1	7,341.4	6,330.5	5,237.6
16	$\rho$ -densidad del licor, Kg/m <sup>3</sup>	1,238.3	1,160.0	1,126.6	1,110.3	1,098.5	1,093.5
17	$\mu$ -viscosidad " , Kg/hrm	25.0	6.7	4.5	4.1	4.3	5.2
18	$U_d$ - Kcal/hr m <sup>2</sup> °C	1,103.7	624.2	680.2	661.5	669.6	564.5
19	$A$ -Area de transf., m <sup>2</sup>	377.0	1,050.0	1,050.0	1,050.0	930.0	930.0
20	$N_t$ - Número de tubos	516	900	900	900	797	797

Flujo bomba CF. :  $4.372 \times 10^6$  Kg/hr

Economía de vapor : 4.0 Kg vapor producido/Kg vapor alimentado

hasta 50% S.T.; a éste se suministra vapor de  $3 \text{ Kg/cm}^2$ . En conjunto forman un séxtuple efecto, pero el cuerpo I (de circulación forzada) se diseña y trabaja en forma independiente a los otros 5 (de T.L.V.). La interacción entre el quíntuple (cuerpos II a VI) y el evaporador C.F. se hace con dos conexiones:

a) El vapor producido en el cuerpo I, se alimenta al cuerpo IV consiguiendo así que el concentrador tenga menor temperatura de ebullición que si se conectara al cuerpo II.

b) El cuerpo II entrega al evaporador C.F., L.N. con 40% S.T.

El objeto de emplear vapor de  $2 \text{ Kg/cm}^2$  en el quíntuple efecto, es provocar una menor temperatura de ebullición en el efecto-II disminuyendo así los riesgos de incrustación en ese cuerpo. Las secuencias de cálculo no sufren variación alguna. Se pueden seguir paso a paso con los nuevos datos de diseño. Sólo en algunos pasos de la secuencia del múltiple efecto hay que hacer las siguientes modificaciones:

a) En los pasos preliminares debe tomarse en cuenta que se alimenta vapor de  $2 \text{ Kg/cm}^2$ .

b) En el paso 7 debe eliminarse la primera ecuación de balance tanto de materia como de energía, considerando que los evaporadores son 5, del II al VI. Esto origina un sistema de ecuaciones muy parecido. Además, al IV efecto se alimenta vapor procedente del III y del cuerpo de C.F. con lo cual, el balance de energía para este efecto tiene un término adicional:  $V_{11}l_1$ . Con respecto a las demás ecuaciones, no hay variaciones sustanciales.  $V_1$  se conoce porque se sabe cuánto va a concentrar el cuerpo I y



se puede obtener aplicando la ec. (5.10).  $l_1$  deberá ser igual a  $l_3$ : estamos sometiendo el cuerpo I a las condiciones de presión y temperatura del III.

c) En los demás pasos ya no hay variaciones.

d) Para calcular el evaporador C.F., basta sustituir los nuevos datos en la secuencia, partiendo de la misma  $W$  supuesta, para obtener rápidamente el área.

Los resultados de esta opción se encuentran resumidos en la Tabla R. 2.

Los efectos II y III están diseñados con altos  $R_d$  como en la opción anterior.

Intentamos hacer el diseño alimentando el vapor producido en el cuerpo de C.F. a los efectos V ó VI, pero en estas condiciones el concentrador tenía una temperatura de ebullición muy baja y para las concentraciones que maneja la viscosidad era muy alta, requiriéndose áreas y bombas más grandes.

#### OPCION 3.- CUADRUPLE EFECTO + 2 C.F.

Como ya se ha mencionado, el L.N. es un líquido incrustante y viscoso. La mayoría de las instalaciones utilizan un evaporador T.L.V. de repuesto y normalmente lo hacen trabajar en sustitución del efecto II, debido a que este cuerpo maneja licor a condiciones que favorecen su ensuciamiento. Si el efecto I ha sido sustituido por un evaporador C.F. para evitar este problema, la misma idea puede aplicarse al II consiguiendo que el sistema tenga pocos problemas de incrustación. No pretendemos eliminar el cuerpo de repuesto, sino espaciar los paros para limpieza y evitar hasta donde sea posible los problemas de incrustación que --

TABLA R.2: RESULTADOS OPCION 2: QUINTUPLE EFECTO + CF.

		I (CF)	II	III	IV	V	VI
1	$W_e$ -Licor alimentado, Kg/hr	42,187.5	55,443.4	66,836.4	82,820.8	95,776.6	112,500.0
2	$W_s$ -Licor de salida, Kg/hr	33,750.0	42,187.5	55,443.4	66,836.4	82,820.8	95,776.6
3	$X_e$ -Concentración entrada, %	40.0	30.4	25.4	20.4	17.6	15.0
4	$X_s$ -Concentración salida, %	50.0	40.0	30.4	25.4	20.4	17.6
5	$C_p$ -Calor esp.,Kcal/kg°C	0.758	0.790	0.833	0.862	0.900	0.923
6	EPE - °C	7.7	5.7	3.9	3.1	2.2	1.8
7	$t_{I-VI}$ -temp.del licor, °C	103.2	115.9	99.3	78.1	59.3	39.9
8	$Dt$ - °C	37.9	14.6	10.8	16.6	16.4	17.2
9	$t$ -del vapor alim., °C	141.1	130.5	110.2	95.4	75.7	57.1
10	$l$ -del vapor alim.,Kcal/Kg	511.1	518.8	532.5	541.9	553.9	564.9
11	$t$ -del vapor prod., °C	95.4	110.2	95.4	75.7	57.1	38.1
12	$l$ -del vapor prod.,Kcal/Kg	541.9	532.5	541.9	553.9	564.9	576.1
13	$V$ -flujo vapor alim.,Kg/hr	8,120.9	14,972.3	13,255.9	19,380.4	16,434.5	13,154.8
14	$V$ -flujo vapor prod.,Kg/hr	8,437.5	13,255.9	10,942.9	16,434.5	13,154.8	16,524.4
15	$Q/1000$ - Kcal/hr	4,150.7	7,768.1	7,058.7	10,502.2	9,103.1	7,286.4
16	$\rho$ -densidad del licor,Kg/m <sup>3</sup>	1,250.0	1,183.7	1,147.2	1,127.5	1,106.9	1,092.7
17	$\mu$ -viscosidad " ,Kg/hrm	28.0	9.5	5.0	4.5	4.3	5.7
18	$U_d$ -Kcal/hr m <sup>2</sup> °C	1,063.8	590.8	772.3	701.3	616.8	480.0
19	$A$ -Area de transf., m <sup>2</sup>	110.0	900.0	900.0	900.0	900.0	900.0
20	$N_t$ -Número de tubos	152	772	772	772	772	772

Otros datos del licor de entrada:  $t = 60^\circ$

$$\rho = 1,077.3 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 2.9 \text{ Kg/m hr}$$

Flujo bomba CF:

$$1.296 * 10^6 \text{ Kg/hr}$$

Economía de vapor = 3.41

tanto daño hacen.

Entonces resulta un cuádruple efecto con dos evaporadores adicionales de circulación forzada. Por la misma razón que en la opción 2, si éstos funcionan a temperaturas de ebullición lo más bajas posible, también se evitan problemas de incrustación, es por eso que conectamos ambos cuerpos para que suministren el vapor que producen al efecto III, haciéndose necesario alimentar vapor vivo en paralelo a los cuerpos I y II.

Pará el cuádruple efecto hemos elegido un rango de concentración de 15 a 30% S.T., dejando el resto a los evaporadores C.F. Buscamos que rango de concentración produciría concentradores de tamaño aproximadamente igual, encontrando lo siguiente:

para el cuerpo II      30 a 37.5% S.T.

para el cuerpo I      37.5 a 50% S.T.

Con estos datos calculamos la cantidad de vapor que entra al cuádruple efecto. El sistema de ecuaciones del paso 7 resulta más sencillo y los evaporadores C.F. se calculan igual: basta sustituir los datos de cada uno. Los resultados de esta opción se encuentran resumidos en la tabla R.3.

#### OPCION 4.-3 C.F. + 3 T.L.V.

Como puede notarse en la opción anterior, las bombas de los evaporadores C.F. resultan muy grandes; para conseguir que fueran de menor tamaño, habría que disminuir el rango de concentración de los evaporadores C.F., por ejemplo de 35 a 50%, pero entonces los 4 evaporadores T.L.V. resultarían más grandes, sacando de competencia a la opción 3 por requerir demasiada área.

Algo parecido ocurre con la opción 4, pero en forma más clara.

TABLA R. 3: RESULTADOS OPCION 3: CUADRUPLE EFECTO + 2 C.F.

		I (C.F.)	II (C.F.)	III	IV	V	VI
1	$W_e$ -Licor alimentado, Kg/hr	45,000.0	56,250.0	76,384.5	93,893.9	101,428.8	112,500.0
2	$W_s$ -Licor de salida, Kg/hr	33,750.0	45,000.0	56,250.0	76,384.5	93,893.9	101,428.8
3	$X_e$ -Concentración entrada, %	37.5	30.0	22.1	18.0	16.6	15.0
4	$X_s$ -Concentración salida, %	50.0	37.5	30.0	22.1	18.0	16.6
5	$C_p$ -Calor esp., Kcal/Kg°C	0.758	0.800	0.838	0.887	0.920	0.932
6	EPE - °C	7.8	5.2	3.8	2.5	1.9	1.7
7	$t_{I-VI}$ -temp. del licor, °C	107.8	105.2	83.9	65.7	49.2	39.8
8	$Dt$ - °C	33.6	35.9	16.1	14.4	14.0	7.5
9	$t$ - del vapor alimentado, °C	141.1	141.1	100.0	80.1	63.2	47.3
10	$l$ - del vapor alim., Kcal/Kg	511.1	511.1	539.0	551.3	561.3	570.5
11	$t$ - del vapor producido, °C	100.0	100.0	80.1	63.2	47.3	38.1
12	$l$ - del vapor prod., Kcal/Kg	539.0	539.0	551.3	561.3	570.5	576.1
13	V- Flujo vapor alim., Kg/hr	12,048.1	13,824.7	22,500.0	20,134.5	17,509.4	7,534.9
14	V- Flujo vapor prod., Kg/hr	11,250.0	11,250.0	20,134.5	17,509.4	7,534.9	11,071.2
15	$Q/1000$ - Kcal/hr	6,157.9	7,065.9	12,127.5	11,100.1	9,828.0	4,298.7
16	$\rho$ - Densidad del licor, Kg/m <sup>3</sup>	1,250.0	1,178.8	1,149.0	1,136.7	1,096.8	1,090.2
17	$\mu$ - Viscosidad del licor, Kg/hrm	27.5	7.8	6	4.3	4.3	5.2
18	$U_d$ -Kcal/hrm <sup>2</sup> °C	1,073.3	1,115.6	651.3	652.9	639.3	557.8
19	A- Area de transf., m <sup>2</sup>	185.0	185.0	1,160.0	1,160.0	1,070.0	1,070.0
20	$N_t$ -Número de tubos	252	252	1,590	1,590	1,468	1,468

Flujo bombas C.F.:  $4.181 \times 10^6$  Kg/hr

Economía de vapor: 3.1 Kg vapor producido/Kg vapor alimentado

Tres bombas grandes acarrearán costos fijos altos, y si a esto se agrega que los tres cuerpos de T.L.V. deberán tener áreas también grandes, no es necesario hacer ningún cálculo para darse cuenta que esta opción no compite con las otras 3.

#### TABLAS COMPARATIVAS DE RESULTADOS

TABLA 5.4: COMPARACION DE AREA TOTAL:

OPCION	AREA TOTAL (m <sup>2</sup> )	AGUA EVAPO- RADA POR m <sup>2</sup> (Kg/hrm <sup>2</sup> )	ECONOMIA DEL VAPOR (Kgvp/Kgva)	GASTO BOM- BAS C.F. (Kg/hr)	N <sub>t</sub> C.F. tubos
SEXTUPLE	5,386	14.62	4.0	4.372 x 10 <sup>6</sup>	516
QUINTUPLE + C.F.	4,610	17.08	3.4	1.296 x 10 <sup>6</sup>	152
CUADRUPLE + 2 C.F.	4,830	16.30	3.1	2.140 x 10 <sup>6</sup> 2.041 x 10 <sup>6</sup>	252 252

El séxtuple efecto tiene la mejor economía de vapor pero se requiere una bomba grande para su evaporador C.F. y más área para hacer el mismo trabajo.

El quíntuple efecto + C.F. concentra el L.N. con la menor área - la menor bomba y su economía de vapor no es mala.

Por último, el cuádruple tiene problemas notorios que le hacen inferior a los otros dos: necesita dos bombas mayores cada una - que la bomba del quíntuple y su economía de vapor es muy baja. Estos dos factores acarrearán costos fijos altos. Aunque su área de diseño es baja, su mantenimiento resultaría muy caro: no compensaría - al servicio que ofrece.

El objeto de los arreglos distintos al séxtuple, en el que se - alimenta vapor al cuerpo I y de ahí a los demás, era menguar la in-

crustación en los efectos que manejan licor a mayor concentración, disminuyendo la temperatura de ebullición en ellos al conectarlos a cuerpos sometidos a vacío.

La siguiente tabla sirve para hacer una comparación en este sentido, y dejar claro qué sistema es superior a los demás por su economía, tanto en costo inicial como en costos fijos.

TABLA 5.5: COMPARACION DE TEMPERATURAS.

OPCION	TEMPERATURA DE EBULLICION EN I $t_I$ (°C)	$R_d$ (hrm <sup>2</sup> °C/kcal)	TEMPERATURA DE EBULLICION EN II $t_{II}$ (°C)	$R_d$
SEXTUPLE	115.6 (C.F.)	$4.1 \times 10^{-4}$	93.9	$5.5 \times 10^{-4}$
QUINTUPLE + C.F.	103.2 (C.F.)	$4.1 \times 10^{-4}$	115.9	$5.9 \times 10^{-4}$
CUADRUPLE + 2 C.F.	107.8 (C.F.)	$4.1 \times 10^{-4}$	105.2 (C.F.)	$5.1 \times 10^{-4}$

ANALIZANDO CADA SISTEMA:

OPCION 1.-

VENTAJAS:

Alta economía de vapor.

Baja temperatura de ebullición en el cuerpo II.

Alto  $R_d$  en el cuerpo II.

DESVENTAJAS:

Bomba muy grande, 3.4 veces mayor que la del quintuple.

Requiere más área de diseño para el mismo trabajo.

Alta temperatura de ebullición en el cuerpo I.

OPCION 2.-

Evapora la misma cantidad de agua con menor área.

Alta temperatura de ebullición en el cuerpo II.

## VENTAJAS:

Evapora la misma cantidad de agua con menor área.  
 Bomba de recirculación más pequeña.  
 Baja temperatura de ebullición en el cuerpo I.  
 Alto  $R_d$  en el cuerpo II, lo cual compensa en parte la primera desventaja.

## DESVENTAJAS:

Alta temperatura de ebullición en el cuerpo II.  
 Media economía de vapor.

## OPCION 3.-

Requiere un área aceptable para concentrar el L.N.  
 Baja temperatura de ebullición en el cuerpo I.  
 Alto  $R_d$  en el efecto II, que compensa la primera desventaja.

Alta temperatura de ebullición en el cuerpo II: no se consiguió disminuir la temperatura en este cuerpo con la conexión realizada.  
 En conjunto las bombas de recirculación suponen alto costo de operación.  
 Economía de vapor muy baja.

CONCLUSION: Las ventajas del quintuple efecto le hacen ser el mejor sistema de los tres, máxime que una de sus desventajas se encuentra compensada.

Puesto que el sistema de la OPCION 2 ha sido elegido, para continuar con el diseño, la tabla R.2 será banco de datos para los siguientes cálculos y para el diseño mecánico.

## 5.3 DIAMETRO DE LOS DOMOS.

El diámetro de los domos lo introducimos en este capítulo -- porque involucra datos termodinámicos. La altura de los mismos, -- por el contrario, corresponde más bien al diseño mecánico porque -- depende de las proporciones del evaporador, aunque deban tomarse -- en cuenta algunas consideraciones de arrastre de licor negro.

Al salir de los tubos el licor choca con el deflector, produ

ciéndose una primera separación vapor-líquido. Se efectúa una segunda separación haciendo que el diámetro de la cabeza del evaporador sea tal, que la velocidad del vapor en ella se mantenga por debajo de un valor determinado; cada proyectista tiene su propia idea de este valor, nosotros utilizamos 5.0 a 6.0 m/seg basándonos en los tamaños de cabezas que estudiamos. Aquellas gotas de licor que aún son arrastradas deben separarse por medios como ciclones, separadores centrífugos, etc.

El tamaño de estos domos se calcula en base a la velocidad -- del vapor y con los volúmenes específicos del mismo. Con una velocidad media de 5.5 m/seg calculamos el diámetro de los domos. Después fijamos un diámetro que nos ha parecido más adecuado fundándonos en la experiencia, en la facilidad de construcción y en equipos ya instalados, y calculamos la velocidad que aportan estos diámetros para aceptarlos o proponer otros.

La ecuación (5.16) se aplica también en este caso con algunos cambios en nomenclatura:

$$V = 3600 \rho v A_f$$

donde:  $V$  = flujo de vapor, Kg/hr

$$\rho = 1/\bar{v}$$

$\bar{v}$  = volumen específico del vapor, m<sup>3</sup>/Kg.

combinando esta ecuación con la siguiente:

$$A_f = \frac{\pi (DI)^2}{4}$$

tenemos, despejando el DI (diámetro interno de los domos):

$$DI = 0.188 \sqrt{\frac{V \bar{v}}{v}} \quad (5.29)$$



Obteniendo los volúmenes específicos de tablas de vapor y aplicando la secuencia explicada más arriba a la ecuación (5.29) para calcular primero los diámetros y después las velocidades, llegamos a lo siguiente:

TABLA 5.6 DIAMETRO DE LOS DOMOS DE VAPOR.

EFEECTO	V (Kg/hr)	$\bar{v}$ (m <sup>3</sup> /Kg)	D <sub>I</sub> (mm)	DIAMETRO (mm)	PROP. (in)	v RESULTANTE (m/seg)
I (C.F)	8,437.5	1.937	1,025	2,540	100	0.90
II	13,255.9	1.199	1,011	2,540	100	0.87
III	10,942.9	1.937	1,167	2,540	100	1.16
IV	16,434.5	4,029	2,063	2,540	100	3.63
V	13,154.8	8,622	2,700	3,048	120	4.31
VI	16,524.4	21,866	4,818	3,302	130	11.71

La ecuación (5.29) da el diámetro interno de los domos en metros.

En el último efecto hay un vacío muy elevado y el diámetro necesario para no sobrepasar la velocidad recomendada resulta demasiado grande. Preferimos disminuir este domo pues el ciclón correspondiente tendrá gran tamaño.

Hemos procurado igualar los diámetros para facilitar el diseño mecánico y la construcción de los cuerpos.

#### 5.4.- CONDENSADORES DE SUPERFICIE, (C.S.)

El vapor que produce el último efecto debe condensarse, ya sea en un condensador a contacto directo o en uno de superficie (C.S.). Elegimos el segundo para evitar el contacto entre el agua-limpia y el vapor que contiene aún gotitas de arrastre de L.N.

Kern señala un método para el diseño de estos condensadores. Nosotros lo hemos seguido introduciendo algunas modificaciones que nos han parecido razonables para nuestro caso y que mencionaremos en el momento oportuno.

Kern pag. 360: "Hay algunas convenciones que se violan raramente al calcular estos equipos:

a) Pocas veces se diseñan para presiones absolutas menores a 18 mm Kg.

b) No se usan velocidades en el agua menores a 1 m/seg, y generalmente no mayores a 3 m/seg.

c) Se entiende por "carga" la cantidad de vapor en Kg/hr por metro cuadrado de superficie de calentamiento. Esta no debe exceder a 39.04 Kg/hr m<sup>2</sup>.

$$\text{Carga} = \frac{\text{flujo de vapor}}{A} \quad (5.30)$$

Inicialmente el área puede ser desconocida, entonces se emplea un valor supuesto que se comprueba después.

d) La carga térmica es la diferencia entre la temperatura del agua de circulación y la temperatura correspondiente a la presión absoluta a la entrada del vapor al condensador. La carga térmica no debe ser menor a 3°C".

Bajo estas condiciones presentamos ahora las ecuaciones para hacer el diseño. Las hemos transformado para ser utilizadas con unidades del Sistema Métrico Decimal, aunque no podemos dejar de emplear la gráfica 12.28 del Kern. Con ella se obtienen los coeficientes totales de transferencia de calor limpios en función de la

velocidad del agua y para una carga de 39.0 Kg/hr m<sup>2</sup> con una temperatura de 21°C. Para cargas y temperaturas distintas se introducen los factores de corrección que presenta la misma gráfica o que se calculan en base a relaciones. El primero de ellos es una constante para diferentes diámetros de tubo. Para tubos de una pulgada ó 25.4 mm de diámetro externo,  $C_t = 251$ .

Corrección por temperatura,  $C_T$ .- Puesto que se alimentará -- agua a 27°C = 80.6°F, el factor de corrección será  $C_T = 1.05$ .

Corrección por carga,  $C_L$ .-

$$C_L = \left( \frac{\text{carga}}{39.04} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (5.31)$$

Este factor de corrección también se puede leer en la gráfica 12.28 del Kern, pero creemos que esta relación (que da el mismo libro) simplifica las cosas porque, de no utilizarla, para cada -- carga sería necesario ir a la gráfica. En esta relación la carga debe darse en unidades métricas.

Como resultado, tenemos la ecuación siguiente, parecida a la 12.25 del Kern:

$$U_c = 8.84 C_L C_T C_t \sqrt{v} \quad (5.32)$$

donde:  $v$  en m/seg

$$\left. \begin{array}{l} C_t = 251 \\ C_T = 1.05 \end{array} \right\} \text{ para este caso.}$$

El coeficiente numérico es un factor de conversión para obtener  $U_c$  en Kcal/hr m<sup>2</sup>°C.

Para calcular el coeficiente total de diseño  $U_d$ , Kern define a los factores de obstrucción como porcentaje de los coeficientes - totales limpios llamándolos "factor de limpieza". Señala un 85% como valor recomendable. A nosotros nos ha parecido que este porcen- taje es alto, pues supone diseñar con valores de  $R_d$  muy inferiores- a los que hemos utilizado. Máxime que conocemos el peligro de in- crustación que existe debido al acarreo de L.N., aún cuando los se- paradores ciclónicos sean muy eficientes. Por eso, decidimos calcu- lar el coeficiente total de diseño con la ecuación (5.20) que hemos venido empleando, para un  $R_d = 2.049 \times 10^{-4} \text{ hr}^\circ\text{C}/\text{Kcal m}^{-2}$ .

Después de estos razonamientos podemos pasar al desarrollo de la secuencia de cálculo, presentando la siguiente nomenclatura:

$W_a$  = flujo de agua fría, Kg/hr.

$C_p$  = Calor específico del agua = 1 Kcal/Kg°C.

$T_1$  = temperatura del agua fría, °C.

$T_2$  = temperatura del agua a la salida del condensador, °C.

De un balance de calor en el CS.:

$$Q = V_6 l_6 = W_a C_p (T_2 - T_1)$$

De la ecuación de Fourier (5.1):

$$A U_d D t_m = W_a C_p (T_2 - T_1)$$

pero

$$D t_m = \frac{(T_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_6 - T_1)}{(t_6 - T_2)}}$$

entonces

$$W_a C_p \ln \frac{(t_6 - T_1)}{(t_6 - T_2)} = A U_d$$

$$\text{de donde: } T_2 = t_6 - \frac{(t_6 - T_1)}{\text{alog} \frac{U_d A}{2.3 W_a C_p}}$$

Sólo que considerando la ecuación (5.16) para  $\rho = 1000 \text{ Kg/m}^3$ :

$$W_a = 3.6 \times 10^6 v A_f$$

Combinando las ecuaciones (5.17) y (5.15) con las dos anteriores obtenemos:

$$T_2 = t_6 - \frac{(t_6 - T_1)}{\text{alog} \frac{4.831 \times 10^{-7} U_d n L (DE)}{v (DI)^2}} \quad (5.33)$$

donde:  $T_1, T_2$  y  $t_6$  en  $^{\circ}\text{C}$

$U_d$  en  $\text{Kcal/hr m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$

$L$  en  $\text{m}$

$DE$  y  $DI$  en  $\text{m}$

$v$  en  $\text{m/seg}$

Con la ecuación (5.33) obtenemos la temperatura de salida del agua y podemos calcular la cantidad de agua que necesitamos; del balance total de energía:

$$W_a = \frac{V_6 \rho_6}{C_p (T_2 - T_1)} \quad (5.34)$$

Y con la ecuación de Fourier comprobamos el área que se utiliza para calcular la carga:

$$A = \frac{Q}{U_d D t_m} = \frac{W_a C_p}{U_d} \ln \frac{(t_6 - T_1)}{(t_6 - T_2)} \quad (5.35)$$

Se establece entonces la secuencia que presentamos ahora:

1.- Suponer un valor de área y calcular la carga con la ecuación (5.30).

2.- Con un determinado valor de  $v$  entre 1 y 3 m/seg, calcular  $U_c$  y  $U_d$  empleando las ecuaciones (5.31), (5.32) y (5.20).

3.- Calcular  $T_2$ ,  $W_a$  y  $A$  con las ecuaciones (5.33), (5.34) y (5.35).

4.- Si el valor supuesto del área es igual al calculado, se obtiene el número de tubos y finaliza la secuencia. Si son diferentes, se pueden hacer dos cosas:

a) Para cada área supuesta hay una carga. Se puede dejar fijo el valor del área supuesta y variar la velocidad del agua hasta encontrar áreas supuesta y calculada iguales.

b) Se puede fijar una velocidad y buscar qué área corresponde a ese valor.

Obviamente es más fácil la primera opción y por ella nos encaminamos.

Para calcular el condensador de superficie necesitamos los siguientes datos:

$P_n = 50$ mm Hg.	$T_1 = 27^\circ\text{C}$ .
$V_6 = 16,524.36$ Kg/hr.	$DE = 0.0254$ m
$t_6 = 38.1$ °C	$DI = 0.0221$ m
$l_6 = 576.11$ Kcal/Kg.	$L = 7.371$ m
$R_d = 2.049 \times 10^{-4}$ hr $\text{m}^2\text{C}/\text{Kcal}$	$n = 4$ pasos

Se cuenta con agua de enfriamiento de 27°C y se piensa diseñar con 4 pasos por el lado del agua.

El efecto VI puede mandar en determinado momento más vapor del esperado. El C.S. debe estar diseñado para condensar ese posible exceso. Por eso tomaremos  $V_6 = 17,000$  Kg/hr. Por razones prácticas, generalmente se busca que el C.S. tenga la misma área de transferencia que los efectos. De este modo resultará un cuerpo de tamaño parecido. Además, el C.S. condensa el vapor del sexto efecto y es el último de una serie de condensadores -si a los efectos se les puede llamar así- de igual área de transferencia. Entonces queda fija la carga para un área de  $900 \text{ m}^2$  y se obtienen los siguientes resultados:

$$\text{Carga} = \frac{17,000}{900} = 18.88 \frac{\text{Kg}}{\text{hr m}^2}$$

TABLA 5.7: RESULTADOS SECUENCIA CONDENSADOR DE SUPERFICIE

VELOCIDAD (m/seg)	$U_d$ (Kcal/hrm <sup>2</sup> °C)	$T_2$ (°C)	$W_a$ (Kg/hr)	AREA m <sup>2</sup>
2.00	1,758.1	35.58	$1.1406 \times 10^6$	965.62
2.10	1,785.6	35.46	$1.1574 \times 10^6$	933.21
2.20	1,812.0	35.34	$1.1743 \times 10^6$	903.75
2.30	1,837.4	35.22	$1.1911 \times 10^6$	876.84
2.21	1,815.4	35.32	$1.1765 \times 10^6$	900.11

$$N_t = \frac{900 \text{ m}^2}{(0.0254 \text{ m})(7.317 \text{ m})} = 1,542 \text{ tubos}$$

Como 1,542 no es divisible exactamente entre 4 y se trata de-

un elevado número de tubos, por facilitar las cosas preferimos añadir dos tubos de tal manera que se obtengan 386 tubos por cuadrante, 1,544 en total.

#### 5.5. SISTEMA DE VACIO (S.V.)

El sistema de vacío es el motor de los evaporadores. De él depende que éstos funcionen como los hemos presentado. Cualquier sistema de vacío debe estar diseñado para operar en el arranque y en trabajo normal. Son dos situaciones diferentes porque inicialmente los cuerpos están llenos de aire que se necesita sacar para producir el vacío; en operación normal el sistema debe extraer los gases incondensables presentes en los evaporadores y que representan mucho menor volumen.

El licor negro contiene compuestos de azufre como mercaptanos y ácido sulfhídrico que se desprende durante la evaporación, además de aire disuelto y otros incondensables. Es difícil precisar la cantidad de incondensables que se producen por tonelada de pulpa y hay pocos datos publicados al respecto. Generalmente se considera una producción de 1 Kg de compuestos de azufre calculados como azufre, por tonelada de pulpa. Esto supone un gasto de 12.5 Kg S por hora en nuestro caso. De esta manera, considerando los siguientes compuestos de azufre, tenemos:

COMPUESTO	FORMULA	REL. MOL CON EL S	Kg/hr
Acido sulfhídrico	$H_2S$	1.06	13.28
Metil mercaptano	$CH_3-SH$	1.50	18.75
Etil mercaptano	$(CH_3)_2-S$	1.94	24.22



Para una composición promedio de estos 3 gases obtenemos un flujo de 18.75 Kg/hr de compuestos de azufre con peso molecular promedio de 48 Kg/Kgmol.

Hemos estimado (según datos obtenidos del Lange's Hand Book of Chemistry (1) para agua) que a nuestras condiciones tendremos un flujo de 1.25 Kg/hr de aire disuelto y un flujo adicional de aire de 10 Kg/hr debido a las fugas por empaques y como colchón al dato que difícilmente hemos podido obtener. Esto suma un total de 30 Kg/hr de incondensables, que, considerados como aire a las condiciones de presión y temperatura del condensador de superficie tiene una saturación de:

$$6 \frac{\text{Kg. de vapor}}{\text{Kg. de aire}}$$

Dato obtenido de Cap. 10, No. 24, Sección 9, Capítulo: "Condensación de vapor", Fig. 9, pag. 1181; que es una gráfica de saturación de aire para determinadas condiciones de presión y temperatura. Por tanto:

GI = Flujo de incondensables que salen del C.S. = 210 Kg/hr.

Composición aproximada:

86%	vapor	180 Kg/hr
9%	compuestos de S	19 Kg/hr
5%	aire	11 Kg/hr

Con estos datos y un vapor motriz de 150 psig ó 10.5  $\overline{\text{Kg/cm}}^2$  - según se definió en la presentación del problema, podemos diseñar-

(1) Lange's Handbook of Chemistry, 12a. edición, Tabla 10-1; cfr. Cap. 10. No. 23

el sistema.

El vacío se hará con eyectores de chorro de vapor de fabricación nacional, de hierro forjado, que pueden ser construidos especialmente para el trabajo requerido. Consiste en dos etapas de vacío con un intercondensador y un postcondensador (ambos de superficie) que descarga los incondensables a una torre absorbidora (no considerada en este trabajo) para control de contaminación ambiental. Dicha torre se encuentra a presión atmosférica, 585 mm Hg para la Ciudad de México.

La extracción del aire en el arranque se hace con un eyector distinto, de diseño similar y que trabaja media hora para dejar el múltiple efecto a la presión absoluta necesaria para que los eyectores continuos inicien su operación. Ver fig. 5.2.

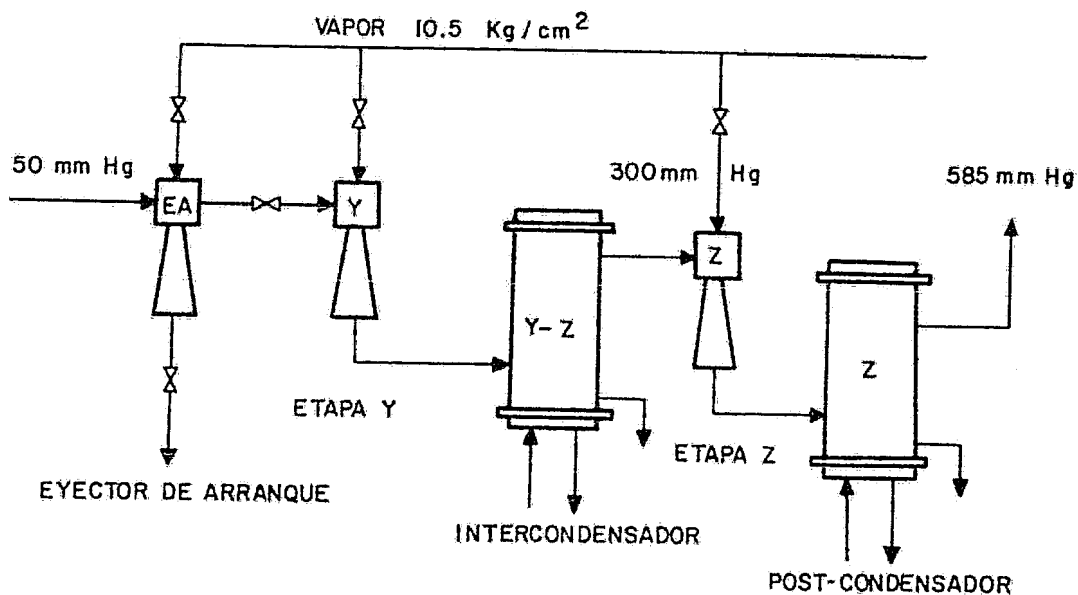


FIGURA 5.2 SISTEMA DE VACIO

PRIMERA ETAPA; Etapa y.-

Datos para diseño:

$$GI = 210 \text{ Kg/hr}$$

$$t_s = 38.1 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$P_s = 50 \text{ mm Hg}$$

$$\overline{PM} = 21.25 \text{ Kg/Kgmo.l}$$

$$P_m = 10.5 \text{ Kg/cm}^2$$

$$t_m = 181.4 \text{ } ^\circ\text{C}$$

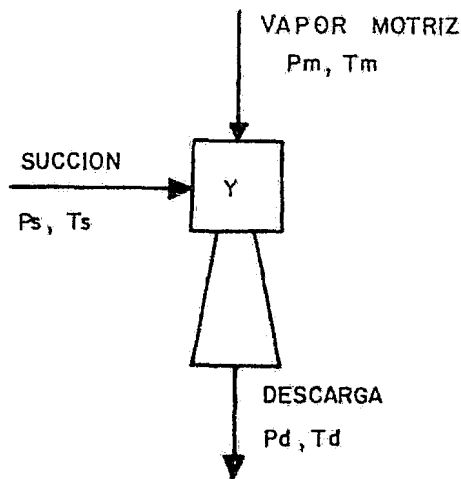


FIG.5.3 EYECTOR DE CHORRO DE VAPOR

Fijando una  $P_d = 300 \text{ mm Hg}$  y según procedimiento de Perry, --  
fig. 6-72:

$$\text{Relación de compresión, } P_d/P_s = 6$$

$$\text{Relación áreas boquilla-venturi} = 45$$

$$\text{Flujo de vapor motriz} = 435 \text{ Kg/hr}$$

Para calcular el intercondensador entre las dos etapas de vacío es necesario conocer las condiciones de salida del primer eyector - o etapa y. Con un balance de materia en el eyector de la fig. 5.3, se puede encontrar la fracción de incondensables que salen en la -- descarga y por consiguiente su presión parcial y el peso molecular-promedio de esta corriente. Con estos datos obtenemos la satura--- ción del aire mediante la siguiente ecuación:

$$Y = \frac{\overline{P_{H_2O}}}{P_t - \overline{P_{H_2O}}} \times \frac{PM_{H_2O}}{\overline{FM}_{aire}}$$

$$Y = 8.34 \text{ Kg vapor/Kg aire}$$

$$t_d = 72.8 \text{ }^\circ\text{C} \text{ ----- cfr. Cap. 10, No. 24}$$

Descarga primer eyector:

$$\text{Flujo total} = 645 \text{ Kg/hr}$$

Composición aproximada:

$$56\% \text{ vapor condensable} = 364.8 \text{ Kg/hr}$$

$$39\% \text{ vapor que satura al aire} = 250.2 \text{ Kg/hr}$$

$$5\% \text{ gases incondensables} = 30 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{Temperatura} = t_d = 72.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$I_d = 556.05 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\text{Presión} = P_d = 300 \text{ mm Hg}$$

#### INTERCONDENSADOR y-z.-

El diseño del intercondensador de superficie y del postcondensador, se ha realizado en forma similar al CS., sólo que se emplearon tubos de 19.05 mm ó 3/4" de diámetro, con una longitud de 2440-mm = 8 pies porque se pretende condensar un volumen menor de agua.

Los resultados son los siguientes:

Area de transferencia	= 20 m <sup>2</sup>
Velocidad del agua por los tubos	= 1 m/seg
Temperatura de salida del agua	= 43.3 °C
Flujo de agua fría	= 21,954 Kg/hr
Gasto de agua fría	= 367 lt/min
Número de tubos	= 140 tubos

## SEGUNDA ETAPA, Etapa z.-

## Datos para diseño:

$$GI = 280.2 \text{ Kg/hr}$$

$$t_s = 72.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$P_s = 300 \text{ mm Hg}$$

$$\overline{PM} = 21.21 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$P_m = 10.5 \text{ Kg/cm}^2$$

$$t_m = 181.4 \text{ }^\circ\text{C}$$

## Resultados:

$$\text{Relación de compresión, } P_d/P_s = 2$$

$$\text{Relación de áreas boq.-vent.} = 40$$

$$\text{Flujo de vapor motriz} = 126 \text{ Kg/hr}$$

$$Y = 5.5 \text{ Kg vapor/Kg aire}$$

$$t_d = 87.8 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$I_d = 546.44 \text{ Kcal/Kg}$$

$$P_d = 585 \text{ mm Hg}$$

## POSTCONDENSADOR z.-

$$\text{Area de transferencia} = 20 \text{ m}^2$$

$$\text{Velocidad del agua por los tubos} = 1 \text{ m/seg}$$

$$\text{Temperatura de salida del agua} = 37.1 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Flujo de agua fría} = 21,954 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{Gasto de agua fría} = 367 \text{ lt/min}$$

$$\text{Número de tubos} = 140 \text{ tubos}$$

## EYECTOR DE ARRANQUE.-

Se pretende desalojar todo el aire del sistema hasta una presión absoluta de 150 mm Hg en media hora. Esto supone un flujo de incondensables de:

$$GI = 550 \text{ Kg/hr de aire}$$

## RESULTADOS:

$$\text{Relación de compresión, } P_d/P_s = 4$$

$$\text{Relación de áreas boq.-vent.} = 25$$

$$\text{Flujo de vapor motriz} = 486 \text{ Kg/hr}$$

## RESULTADOS GLOBALES, SISTEMA DE VACIO.-

Consumo de vapor en el arranque ( $\frac{1}{2}$ hora)	= 243 Kg
Consumo de vapor en operación normal	= 561 Kg/hr
Gasto de agua total	= 734 lt/min

### 5.6 TANQUES FLASH (T.F.).-

Con lo que queda dicho en la primera condición de diseño, de cada evaporador sale una cantidad de condensados que se encuentra a las condiciones de presión y temperatura del efecto del que provienen. Para obtener una cantidad adicional de vapor, a partir de estos condensados, a la salida de cada efecto se puede colocar un tanque de vaporización instantánea o "flash" que se encuentra conectado a la línea de vapor que entra al siguiente efecto para que el vapor obtenido por el flasheo, tenga las mismas condiciones de presión y temperatura del vapor entrante.

Esta operación mejora la economía de vapor y es práctica habitual en las plantas de evaporación. Es necesario conocer la cantidad de vapor que se produce en cada tanque flash para dimensionarlos. Naturalmente, los condensados del primer efecto se envían a la casa de fuerza porque es un flujo muy pequeño, así que a la salida de este cuerpo no se coloca T.F. Los condensados del último efecto tampoco se hacen pasar por T.F., porque ya no hay otro cuerpo a menor presión que necesite vapor; como consecuencia, se unen a los condensados de los efectos anteriores y se envían al tanque de agua caliente para lavado de pulpa. La cantidad de vapor adicional que se obtiene con estos T.F. no forma parte de los balances para el cálculo del evaporador ME. Antes de calcular estos equipos presentamos su nomenclatura y un diagrama que aclare lo que he

mos tratado de explicar, fig. 5.4:

$TF_i$  = tanque flash correspondiente al efecto  $i$ .

$C_i$  = flujo de condensados provenientes del efecto  $i$ , Kg/hr.

$V'_i$  = flujo de vapor obtenido en  $TF_i$ , Kg/hr.

$F_i$  = flujo de condensados que sale de  $TF_i$ , Kg/hr.

$h_i$  = entalpia de la corriente de condensados, Kcal/Kg.

$l_i$  = calor latente de vaporización del vapor  $i$ , Kcal/Kg.

$C_T$  = flujo total de condensados, Kg/hr.

De un balance de materia de cada T.F. obtenemos:

$$C_2 = F_2 + V'_2$$

$$C_3 = F_3 - F_2 + V'_3$$

$$C_4 = F_4 - F_3 + V'_4 \quad (5.36)$$

$$C_5 = F_5 - F_4 + V'_5$$

Y de un balance de energía:

$$C_2 h_2 = F_2 h_3 + V'_2 l_2$$

$$C_3 h_3 = F_3 h_4 - F_2 h_3 + V'_3 l_3$$

$$C_4 h_4 = F_4 h_5 - F_3 h_4 + V'_4 l_4 \quad (5.37)$$

$$C_5 h_5 = F_5 h_6 - F_4 h_5 + V'_5 l_5$$

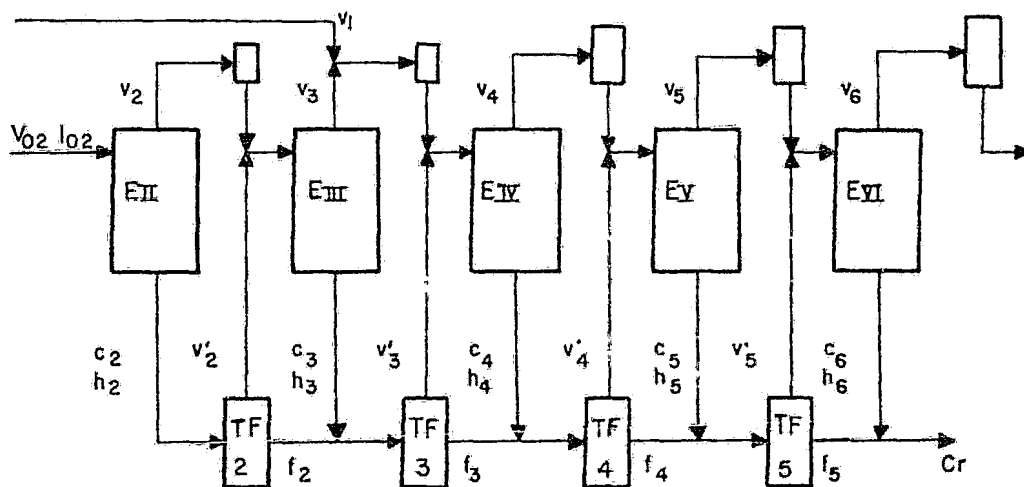


FIGURA 5.4 TANQUES FLASH EN EL MULTIPLE EFECTO

Formándose un sistema de 8 ecuaciones con 8 incógnitas, siendo éstas  $F_2$  a  $F_5$  y  $C_2$  a  $C_5$ . Las entalpías se obtienen de tablas de vapor con la temperatura del vapor de entrada a cada efecto, y los calores latentes son los mismos que para el cálculo de los evaporadores; se pueden leer en la tabla R.2. Al salir de los tanques flash, los condensados  $F_i$  ya tienen las condiciones de los condensados del evaporador siguiente.

De tablas de vapor:

$$h_2 = 130.63 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_3 = 110.22 \text{ "}$$

$$h_4 = 95.55 \text{ "}$$

$$h_5 = 75.50 \text{ "}$$

$$h_6 = 57.22 \text{ "}$$



El flujo de condensados, en cada evaporador, es igual al flujo de vapor de calentamiento; debe tomarse en cuenta que al efecto IV se alimenta vapor de los efectos I y III.

Resolviendo el sistema de ecuaciones obtenemos los resultados:

$F_2 = 14,248.72$ Kg/hr	$V'_2 = 723.57$ Kg/hr
$F_3 = 26,600.73$ "	$V'_3 = 903.90$ "
$F_4 = 44,054.22$ "	$V'_4 = 1,926.93$ "
$F_5 = 55,522.27$ "	$V'_5 = 4,966.42$ "

$$\text{Siendo } C_T = F_5 + C_6 = 68,677.08 \text{ Kg/hr.}$$

Con el mismo procedimiento que para el diámetro de las cabezas para una velocidad no mayor de 6 m/seg, calculamos el diámetro de los tanques:

TABLA 5.8: DIAMETRO DE LOS TANQUES FLASH.

TF	$V'$ (Kg/hr)	$\bar{v}$ (m <sup>3</sup> /Kg)	DI (mm)	DIAMETRO PROP.		v RESULTANTE (m/seg)
				(mm)	(in)	
2	723.6	0.662	168.0	304.8	12	1.8
3	903.9	1.199	253.0	406.4	16	2.6
4	1,926.9	1.937	469.0	762.0	30	2.4
5	4,966.4	4.029	1,086.0	1,066.8	42	6.5

Damos los resultados también en sistema inglés porque el rolado de placas en los talleres se basa en esas unidades.

Se acostumbra diseñar estos pequeños tanques flash con una altura que sea el doble del diámetro; en consecuencia:

TABLA 5.9: ALTURA TANQUES FLASH

TF	ALTURA	CORAZA
	(mm)	(in)
2	609.6	24
3	812.8	32
4	1,524.0	60
5	2,133.6	84

Con lo que termina el dimensionado de este equipo en lo que respecta a este capítulo.

### 5.7 LINEAS

Para este cálculo seguimos también el procedimiento que utilizamos en el diámetro de los domos, tomando en cuenta que para las líneas de líquido la ecuación (5.29) se transforma en:

$$DI = 0.0188 \sqrt{\frac{W}{\rho v}}$$

En las líneas de líquido hemos considerado lo siguiente:

- Velocidad recomendada en general = 0.4 a 1.5 m/seg.
- Antes de cada efecto hay una bomba de alimentación de licor. Además se requieren bombas para manejar agua fría, licor concentrado y condensados.
- Generalmente en la succión de las bombas la tubería tiene un diámetro mayor que en la descarga.
- El licor recirculado que pasa por la bomba del evaporador de circulación forzada, debe salir a una velocidad superior a 3 m/seg.

e) Las líneas de condensado entre los tanques flash se han calculado suponiendo que no se produce ningún flasheo en el tanque correspondiente y anteriores, de tal manera que cada uno pueda que dar aislado para reparaciones, etc.

Nomenclatura de bombas (Ver fig. 5.5)

B1 a B6: Bombas de alimentación de licor a los efectos.

BCF : Bomba de recirculación del evaporador C.F.

BLC : Bomba de licor concentrado a 50% S.T.

BGC : Bomba general de condensados, efectos II a VI.

BCo : Bomba de condensados del efecto I.

BCV : Bomba de condensados del sistema de vacfo.

BAF : Bomba de agua fría.

TABLA 5.10 DIMENSIONES DE TUBERIA DE LICOR.

LINEA	CLAVE Fig.5.5	FLUJO (Kg/hr)	DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	DIAM. NOM.		V. RESULT. (m/seg)
				(mm)	(in)	
BLC <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>I</sub>	33,750.0	1,250.0	102	4	0.91
				76	3	1.57
BCF <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W	1.296 x 10 <sup>6</sup>	1,250.0	508	20	1.53
				305	12	3.88
B1 <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>II</sub>	42,187.5	1,183.7	203	8	0.31
				152	6	0.53
B2 <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>III</sub>	55,443.4	1,147.2	203	8	0.42
				152	6	0.72
B3 <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>IV</sub>	66,836.4	1,127.5	203	8	0.51
				152	6	0.88
B4 <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>V</sub>	82,820.8	1,106.9	254	10	0.41
				203	8	0.64
B5 <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>VI</sub>	95,776.6	1,092.7	254	10	0.48
				203	8	0.75
B6 <sup>s</sup> <sub>d</sub>	W <sub>f</sub>	112,500.0	1,077.3	254	10	0.57
				203	8	0.89

NOTA: s = succión; d = descarga.

TABLA 5.11: DIMENSIONES DE TUBERIA DE CONDENSADOS Y AGUA FRIA.-

LINEA	CLAVE Fig. 5.5	FLUJO (Kg/hr)	DENSIDAD (Kg/m <sup>3</sup> )	DIAM. NOM.		V. RESULT. (m/seg)	
				(mm)	(in)		
CON II	C <sub>2</sub>	14,972.3	933.8	76	3	0.90	
DEN III	C <sub>3</sub>	13,255.9	949.8	76	3	0.80	
SA- IV	C <sub>4</sub>	19,380.4	961.0	76	3	1.20	
DOS V	C <sub>5</sub>	16,434.5	973.8	76	3	1.00	
	VI	C <sub>6</sub>	13,154.8	76	3	0.80	
TF <sub>2</sub>	F <sub>2</sub>	14,972.3	933.8	76	3	0.90	
TF <sub>3</sub>	F <sub>3</sub>	28,228.2	949.8	102	4	1.00	
TF <sub>4</sub>	F <sub>4</sub>	47,608.6	961.0	152	6	0.70	
TF <sub>5</sub>	F <sub>5</sub>	64,043.1	973.8	152	6	1.00	
BGC	<sup>s</sup> d	C <sub>T</sub>	77,197.9	985.0	152 152	6 6	1.2 1.2
BCo	<sup>s</sup> d	C <sub>o</sub>	8,120.9	927.4	63 51	2.5 2.0	0.8 1.2
BCV	<sup>s</sup> d	CV	17,376.0	993.0	76 63	3 2.5	1.0 1.5
CON CS		CCS	16,800.0	993.0	76	3	1.0
DEN y-z		Cy-z	365.0	976.5	13	0.5	0.9
SA- z		Cz	211.0	954.1	13	0.5	0.5
BAF	<sup>s</sup> d	AF	1,220 x 10 <sup>6</sup>	996.5	406 356	16 14	2.6 3.4
AGUA CS		AFCS	1.176 x 10 <sup>6</sup>	996.5	356	14	3.3
FRIA y-z		AFy-z	21,954.0	996.5	76	3	1.3
		AFz	21,954.0	996.5	76	3	1.3

TABLA 5.12: DIMENSIONES DE TUBERIA DE VAPOR Y GASES.- Calculadas con la ecuación (5.29)

LINEA Y CLAVE Fig. 5.5	FLUJO (Kg/hr)	$\bar{v}$ (m <sup>3</sup> Kg)	DIAM. NOM.		V. RESULT. (m/seg)
			(mm)	(in)	
Vapor vivo Vo <sub>1</sub>	8,120.9	0.495	203	8	34.7
Vapor vivo Vo <sub>2</sub>	14,972.9	0.662	305	12	38.1
Vapor producido por los efectos y los TF:					
I (CF) V <sub>1</sub>	8,437.5	1.937	457	18	31.4
II V <sub>2</sub>	13,255.9	1.199	457	18	30.6
III V <sub>3</sub>	10,942.9	1.937	457	18	40.8
V <sub>1</sub> + V <sub>3</sub> = V <sup>+</sup>	19,380.4	1.937	609	24	40.2
IV V <sub>4</sub>	16,434.5	4.029	762	30	46.3
V V <sub>5</sub>	13,154.8	8.622	914	36	53.7
VI V <sub>6</sub>	16,524.4	21.866	1,067	42	123.7
TF <sub>2</sub> V' <sub>2</sub>	723.6	0.662	102	4	16.2
TF <sub>3</sub> V' <sub>3</sub>	903.9	1.199	152	6	16.2
TF <sub>4</sub> V' <sub>4</sub>	1,926.9	1.937	254	10	20.4
TF <sub>5</sub> V' <sub>5</sub>	4,966.4	4.029	305	12	74.9
Sistema de vacío.					
CS a Ey sy	210.0	21.866	203	8	39.3
Ey a Inter dy	645.0	4.500	152	6	44.2
Inter a Ez sz	280.2	4.500	102	4	43.2
Ez a Post dz	406.2	2.520	102	4	35.0
Post-torre pt	195.0	2.520	76	3	30.0
Vapor Ea Va	486.0	0.190	31.8	1½	32.4
Vapor Ey Vy	435.0	0.190	31.8	1½	29.0
Vapor Ez Vz	126.0	0.190	19.1	3/4	24.0

La velocidad recomendada para vapor saturado en líneas cortas es de 30-40 m/seg. Si algunas líneas no cumplen estrictamente con

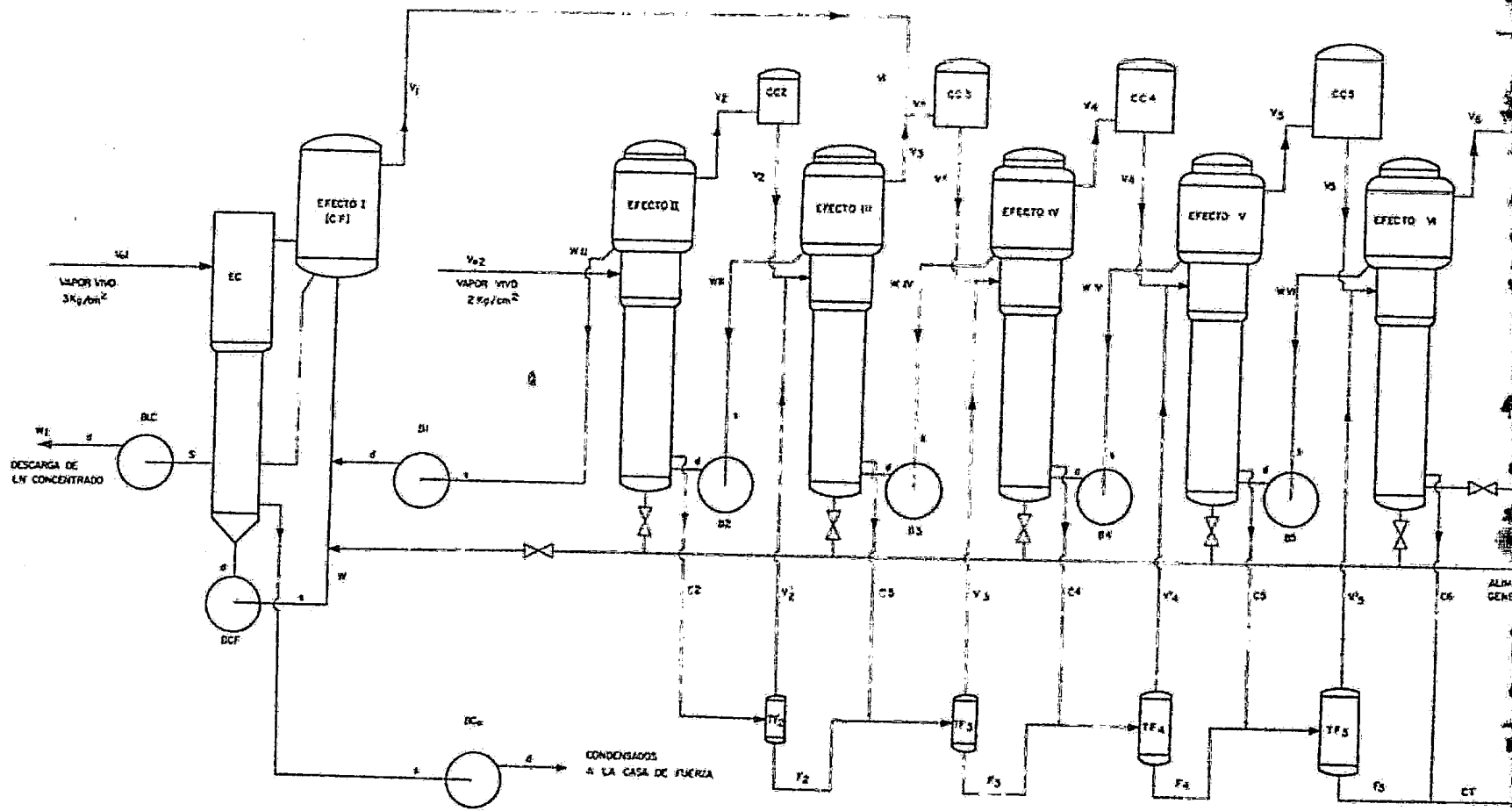


Fig. 5.5 ARREGLO GENERAL E IDENTIFICACION DE LINEAS Y BOMBAS

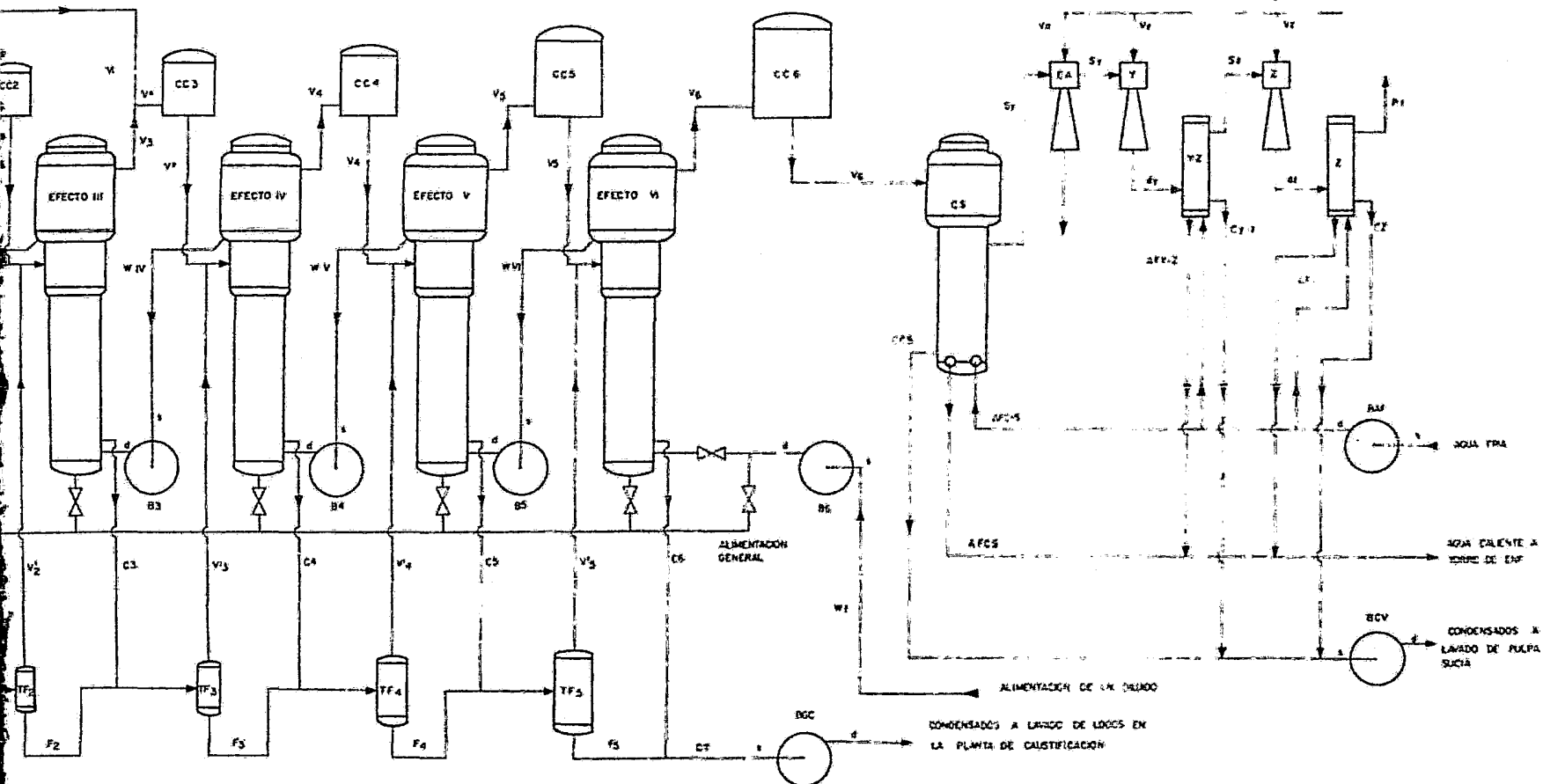


Fig. 5.5 ARREGLO GENERAL E IDENTIFICACION DE LINEAS Y BOMBAS.

este valor se debe a las condiciones críticas que existen en esos puntos.

### 5.8.- CICLONES (C.c.)

Hay varios tipos de separadores ciclónicos que se emplean en la industria de la celulosa y en otras plantas que requieren de una separación vapor-líquido. Sus dimensiones son función del diámetro de la línea de vapor que entra al ciclón.

$E$  = diámetro de entrada al ciclón, mm.

$D = 3E$  = diámetro del ciclón, mm.

$h = 4E$  = altura de la coraza, mm.

Los vapores producidos por los cuerpos I (C.F.) y III se unen y entran al ciclón 3.

TABLA 5.13: DIMENSIONES DE LOS CICLONES:

CICLÓN	FLUJO (Kg/hr)	E (mm)	DIAMETRO, D		ALTURA, h	
			(mm)	(in)	(mm)	(in)
C.c. 2	13,255.9	457.2	1,371.6	54	1,828.8	72
C.c. 3	19,380.4	609.6	1,828.8	72	2,438.4	96
C.c. 4	16,434.5	762.0	2,286.0	90	3,048.0	120
C.c. 5	13,154.8	914.4	2,743.2	108	3,657.6	144
C.c. 6	16,524.4	1,066.8	3,200.4	126	4,267.2	168

Como se esquematiza en la fig. 5.6, el vapor entra tangencialmente en la parte inferior de la coraza, girando sube y penetra en el tubo interior para salir del ciclón por la parte inferior. Las gotas de licor chocan contra las paredes y escurren al fondo para ser alimentadas al efecto siguiente.



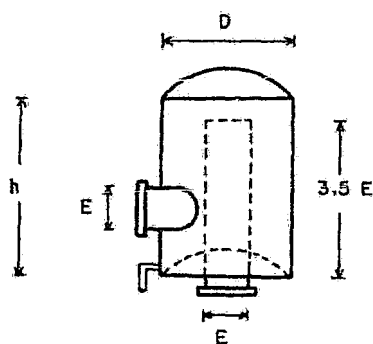


FIG. 5.6 SEPARADOR CICLONICO

Para las caídas de presión que producen estos separadores no hay una correlación general. <sup>(1)</sup> Se evalúan en función de sus proporciones, de constantes dadas por experimentación y características del vapor como velocidad y volumen específico. Nomenclatura adicional:

$DP$  = caída de presión en los ciclones,  $\overline{kg/cm^2}$

$F_{cv}$  = número de "cabezas velocidad", adimensional.

$h_v$  = "cabeza velocidad" en la entrada del ciclón,  $\overline{kg/cm^2}$ .

$K$  = constante, adimensional.

(1) Perry, 5a. edición, Pág. 20-82

$A_e$  = área del tubo de entrada al ciclón,  $m^2$ .

$$DP = F_{cv} \times h_v$$

$$F_{cv} = \frac{A_e}{E^2} K$$

$$h_v = \frac{v^2}{2g_c} \rho = \frac{v^2}{2g_c \bar{v}}$$

El número de "cabezas velocidad" que se ha encontrado en la práctica es de 1 a 20. La constante K para nuestro caso tiene un valor de  $K = 16$ . Si se prolonga unos centímetros la entrada tangencial de la línea de vapor, se reduce hasta  $K = 7.5$ . Entonces, para las proporciones de los ciclones propuestos:

$$F_{cv} = 12.5664$$

$$DP = 6.41 \times 10^{-5} \frac{v^2}{\bar{v}}$$

donde:  $v = m/seg$

$\bar{v} = m^3/Kg$

TABLA 5.14: CAIDA DE PRESION EN LOS CICLONES.-

CICLON	FLUJO (Kg/hr)	v (m/seg)	$\bar{v}$ ( $m^3/Kg$ )	DP (Kg/cm <sup>2</sup> )
Cc2	13,255.9	30.6	1.199	0.050
Cc3	19,380.4	40.2	1.937	0.054
Cc4	16,434.5	46.3	4.029	0.034
Cc5	13,154.8	53.7	8.622	0.021
Cc6	16,524.4	123.7	21.866	0.045

$$\Sigma DP = 0.204$$

Esta caída de presión puede disminuir si se hace la prolongación del tubo de entrada, que facilita la rotación del vapor.

El estudio de las caídas de presión en los ciclones está tomado de Perry (Cap. 10, No. 14) y Alden (Cap. 10, No. 22).

### 5.9- BOMBAS.-

Son necesarias doce bombas para operar el M.E. que hemos diseñado. Nomenclatura utilizada en este cálculo:

$H$  = Cabeza de la bomba, m.

$DP_d$  = diferencia de presiones consideradas en la descarga,  $\overline{Kg}/cm^2$ .

$DP_s$  = diferencia de presiones consideradas en la succión,  $\overline{Kg}/cm^2$ .

$DP_t$  = caída de presión en los tubos del E.C. y del C.S., m.

$Z$  = altura, m.

$F$  = pérdidas por fricción en la tubería, m.

$f'$  = factor de fricción para tubería, adimensional.

$\Sigma L$  = suma de longitud equivalente de accesorios y tubo recto, m.

$f$  = factor de fricción para tubo de intercambiador, adimensional.

$G_t$  = masa velocidad,  $Kg/hr m^2$ .

$S_{gr}$  = gravedad específica, adimensional.

$DP_r$  = caída de presión de regreso en el C.S., m.

(Ver Cap. 5.4 para nomenclatura de bombas).

Aplicando la ecuación de Bernoulli a cualquiera de las bombas de alimentación de licor entre los efectos obtenemos:

$$H = \frac{DP_d}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Sigma F \quad (5.38)$$

donde:  $DP_d$  = diferencia de presiones entre los domos,  $\overline{Kg}/cm^2$ .

$$\text{NPSH} = \frac{DP_s}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{g_c} - \Sigma F \quad (5.39)$$

donde:  $DP_s$  = presión en el evaporador - presión del vapor del agua a la temperatura del licor:  $\overline{KG/cm^2}$ .

Además, para las pérdidas por fricción:

$$F = \frac{f' v^2 \Sigma L}{2g_c (DI)} \quad v = \text{velocidad por la tubería correspondiente, m/seg.}$$

Para la bomba del evaporador de circulación forzada (BCF) y la bomba de agua fría (BAF), hay términos adicionales en el cálculo de la cabeza; éstos son las caídas de presión en los tubos y -- las caídas de presión de regreso. Para el elemento calefactor del evaporador CF:

$$DP_t = \frac{f G_t^2 L n}{2.55 \times 10^{14} (DI) S_{gr}} \quad (1)$$

donde:  $G_t = v$

$v$  = velocidad en los tubos del EC., m/hr.

Para el condensador de superficie:

$$DP_t = 0.0067 \frac{v^{1.84}}{d^{1.16}} \quad (\text{Kern, 12.56})$$

donde:  $v$  = velocidad del agua por los tubos, ft/seg.

$d$  = diámetro interno de los tubos, in.

$$DP_r = \frac{4n v^2}{S_{gr} 2g_c}$$

En el elemento calefactor no hay caída de presión de regreso-

(1) cfr. Cap. 10, No. 19, Ec. (4.43), pag. 49.

porque sólo tiene un paso por los tubos.

Las condiciones de cálculo para cada bomba son las siguientes:

TABLA 5.15: CONDICIONES DE CADA BOMBA PARA LA EC. (5.38).

BOMBA	$DP_d$	$\Delta Z$ (m)	TUBO RECTO (m)	DESCARGA EN:
BLC	0 (1)	8.0	100	Tanque de producto (3)
BCF	0 (1)	12.5	3	Domo CF
B1, B6	0 (1)	12.5	6	Efectos correspondientes (4)
B2 a B5	$DP_d$	12.5	6	Efectos correspondientes
BGC	$P_{atm} - P_6$ (2)	8.0	200	Tanque de almacenamiento (2)
BCo	0 (1)	8.0	200	Tanque de condensados (5)
BCV	$P_{atm} - P_n$ (8)	8.0	200	Tanque de almacenamiento (6)
BAF	0 (7)	12.5	200	Torre de enfriamiento (7)

NOTAS:

(1)  $DP_d = 0$  porque en el arranque las presiones de succión y -- descarga son iguales y en operación la presión menor a la que descargan estas bombas, les favorece.

(2)  $DP_d = P_{atm} - P_6$ .  $P_6$  es la presión de vapor del agua a las - condiciones del sexto efecto. Los condensados se descargan a un tanque que se encuentra abierto a la atmósfera, a una distancia supuesta de 200 m y 8 m de altura. Estos condensados se utilizan para lavado de lodos en la planta de caustificación. Esta bomba la calculamos para manejar un flujo de condensados total, sin considerar la evaporación en los tanques flash.

(3) Suponemos este tanque a 100 m de distancia y 8 m de altura.

(4) Consideramos como  $\Delta Z$  lo siguiente: 3 m de altura del piso a los efectos, + 7.317 m de altura de los tubos porque en el arranque los cuerpos se llenan hasta el espejo superior, + 20% de sobrediseño. Además, desde la bomba a la base de los efectos tomamos 6 m de tubería.

(5) Tanque de condensados en la casa de fuerza supuesto a 200 m de distancia y 8 m de altura.

(6) Estos condensados se utilizan para lavado de pulpa sucia. Su tanque de almacenamiento lo consideramos a 200 m y 8 m de altura.

(7) Esta bomba succiona el agua fría de la torre de enfriamiento, la hace pasar por los condensadores en paralelo y la descarga en la misma torre.

(8)  $P_{atm} - P_n$ .  $P_n$  es la presión absoluta en el CS. Esta bomba descarga a la torre de enfriamiento, que está a presión atmosférica.

#### ACCESORIOS:

1 válvula de compuerta completamente abierta (excepto para BCF).

4 codos 90°.

1 expansión a la salida de la bomba.

1 expansión súbita.

tubo recto.

TABLA 5.16: CONDICIONES DE CADA BOMBA PARA LA EC. (5.39),-

BOMBA	$DP_S$	$\Delta Z$ (m)	TUBO RECTO (m)	SUCCIONA DE:
BLC	$DP_S$	8.0	15	Evaporador CF
BCF	$DP_S$	10.3	8	Domo CF
BI a B5	$DP_S$	10.3	12	Efecto anterior
B6	$P_{atm} - P'$ (1)	3.0	50	Tanque de licor oxidado (1)
BGC	0 (2)	6.0	15	TF y efectos
BCo	0 (2)	6.0	15	Coraza EC
BCV	$DP_S$	10.3	25	Condensadores de sup.
BAF	$P_{atm} - P'$ (3)	3.0	200	Torre de enfriamiento.

## NOTAS:

(1) El tanque de licor oxidado lo suponemos a 50 m del sexto -- efecto y a 3 m de altura. Como se encuentra abierto a la atmósfera,  $DP_S = P_{atm} - P'$ , siendo  $P'$  la presión de vapor del licor, considerándolo como agua a 60°C.

(2)  $DP_S = 0$  porque hemos supuesto que el vapor está saturado y se condensa isotérmicamente.

(3) En este caso, similar a la nota (1),  $P'$  se refiere a la presión de vapor del agua a 27°C.

## ACCESORIOS:

1 válvula de compuerta completamente abierta.

2 codos 90°.

1 contracción súbita.

1 contracción a la entrada de la bomba.  
tubo recto.

TABLA 5.17: RESULTADO DE BOMBAS.-

BOMBA	FLUJO (ton/hr)	CAPACI DAD (GPM)	$S_{gr}$	H		NPSH DISPONIBLE		POTEN CIA (HP)
				CARGA (m)	TOTAL (ft)	(m)	(ft)	
BLC	33.7	119	1.25	13.2	43.3	5.6	18.4	5
BCF	1,296.0	4,566	1.25	22.4	73.5	7.2	23.6	200
B1	42.2	157	1.18	18.3	60.0	8.4	27.4	20
B2	55.4	213	1.15	18.3	60.0	10.3	33.7	20
B3	66.8	261	1.13	18.3	60.0	10.1	33.1	20
B4	82.8	330	1.11	18.3	60.0	9.5	31.1	20
B5	95.8	386	1.09	18.3	60.0	8.1	26.7	20
B6	112.5	460	1.08	18.3	60.0	7.3	24.0	20
BGC	77.2	345	0.98	17.2	52.8	5.7	18.8	25
Bco	8.1	9	0.93	13.5	44.3	5.8	19.0	1
BCV	17.4	77	0.99	22.8	74.8	8.4	27.5	5
BAF	1,220.4	5,394	0.99	32.8	107.6	9.2	30.2	200

La potencia ha sido leída en curvas de bombas comerciales con la carga total o cabeza H, multiplicada por  $S_{gr}$ , con la capacidad y verificado que NPSH disponible  $\geq$  NPSH requerido. En la tabla 5.17 la potencia que aparece se refiere al motor eléctrico.

#### 5.10.- INSTRUMENTACION.-

Para operar el evaporador múltiple efecto es necesario instrumentar los siguientes puntos de control: (Ver fig. 5.7).



1.- Vapor vivo de alimentación al concentrador y al efecto 2.

La presión del vapor se regula con una válvula que da el punto de control en base a la señal enviada por el detector de elevación del punto de ebullición (RC EPE), que cuenta con dos bulbos:- el bulbo X se sitúa donde se asegure que siempre habrá licor y envía la señal de la temperatura de éste; el bulbo Y se instala en un cambiador de condensación insertado en la línea de vapor, aparato que sirve para desobrecalentar el vapor por radiación a la atmósfera y proporcionar vapor saturado a la presión y temperatura que sale del evaporador.

Una variación en la densidad del licor causará un cambio de presión. El transmisor de presión (TP) provoca también correcciones en el control de presión y ambos efectos actúan en conjunto para modificar el flujo de vapor. El medidor de EPE percibirá cualquier variación y alterará el punto de control de la presión según su calibración y los requerimientos de la planta.

2.- Controles de nivel (CN).-

Los controles de nivel CN 1 a CN 9 detienen los condensados en los equipos respectivos. Esto impide que pase vapor a las bombas correspondientes. El control puede hacerse con instrumentos automáticos o con una placa de orificio y una válvula manual paralela a la línea de condensados, en forma de by-pass al orificio.

3.- Flujo y temperatura de agua fría.-

Los controles de flujo RCF regulan el flujo de agua fría a los condensadores de superficie, de acuerdo al punto de control -- marcado por la temperatura de descarga de agua caliente.

#### 4.- Contaminación de condensados y agua caliente.-

Los condensados del elemento calefactor y el agua caliente que sale de los condensadores de superficie tienen un uso particular ya mencionado. Si se produce contaminación con licor negro, el medidor de conductividad (RCC) opera inmediatamente la válvula triple para desviar el flujo al desagüe.

#### 5.- Densidad del licor débil.-

RD es un registro continuo de la densidad en °Bé del licor débil alimentado que recibe la señal del transmisor TD. Se obtiene la tendencia de los cambios en la densidad del licor débil, con lo que el operador puede, periódicamente, reajustar el volumen total alimentado para mantener una concentración de sólidos constante.

#### 6.- Flujo de licor débil.

Los instrumentos TF 6 y RCF 6 regulan la alimentación de licor débil.

#### 7.- Registro múltiple de temperaturas.-

La temperatura en 24 o más puntos del evaporador se registran en una hoja circular. Esto facilita mucho la operación del equipo porque permite detectar los problemas del evaporador como caída del vacío, ensuciamiento u obstrucción de los tubos, filtraciones de aire, etc., También facilita hacer balances de calor porque trabaja en combinación con un selector manual y automático ensamblado, que permite al operador obtener lecturas de temperatura de toda la planta de evaporación casi simultáneamente. Puntos a --- u en la fig. 5.7.

Actualmente existen sistemas de instrumentación más eficaces -

que el propuesto, en donde una muy pequeña variación en la concentración ocasiona grandes problemas en los hornos de combustión. -- Por otra parte, esos métodos suponen una inversión muy elevada que supondría un lujo para el tamaño de planta que hemos diseñado.

IDENTIFICACION DE LOS INSTRUMENTOS EN LA FIG. 5.7:

RC EPE Registro y control de EPE.  
RCP Registro y control de presión.  
TP Medidor y transmisor de presión.  
GN Control de nivel.  
RCF Registro y control de flujo.  
TF Medidor y transmisor de flujo.  
RCC Registro y control de conductividad.  
TC Medidor y transmisor de conductividad.  
RD Registro de densidad en °Bé.  
TD Medidor y transmisor de densidad.  
TT Medidor y transmisor de temperatura.  
RMT Registro múltiple de temperaturas.

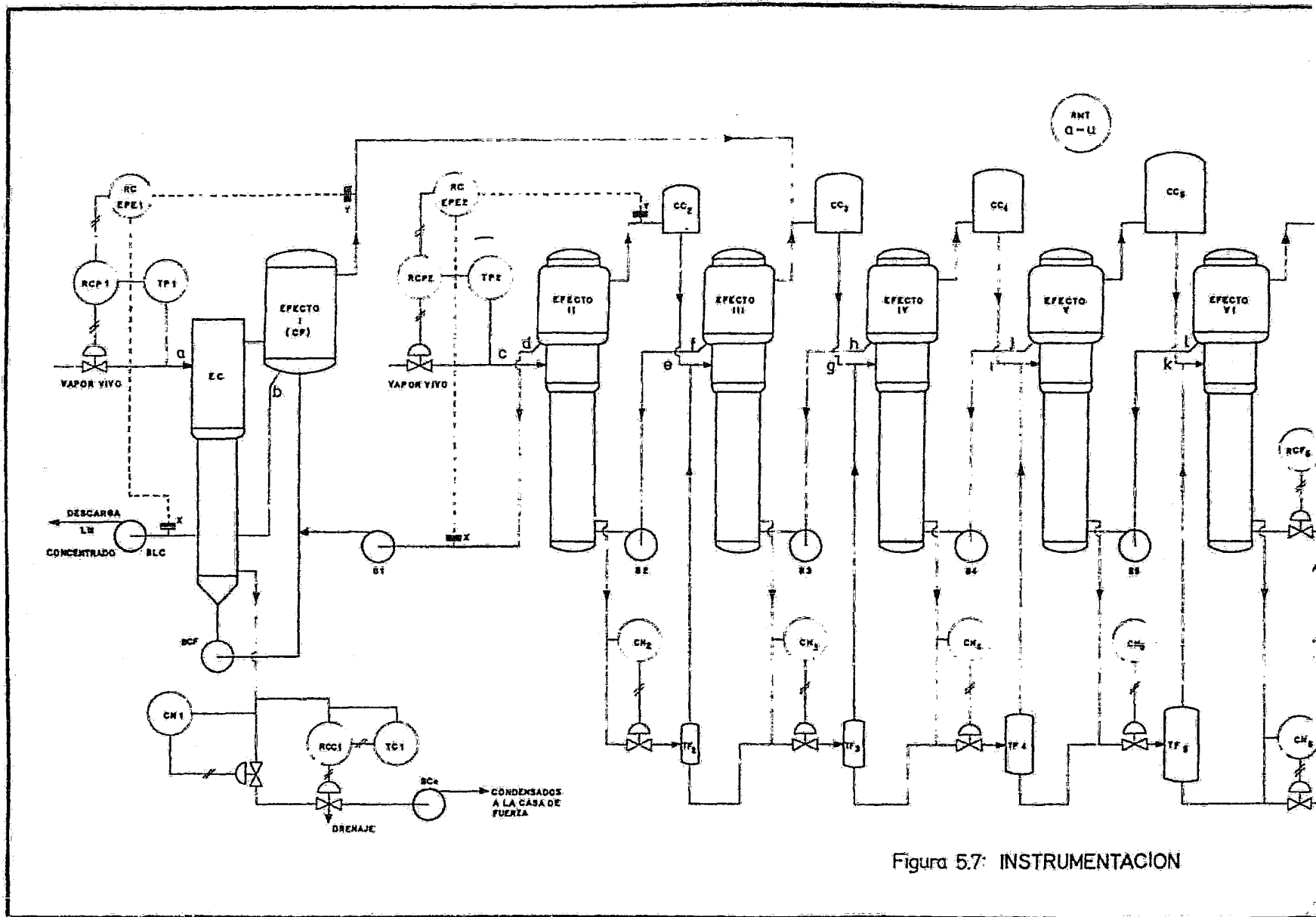


Figura 5.7: INSTRUMENTACION

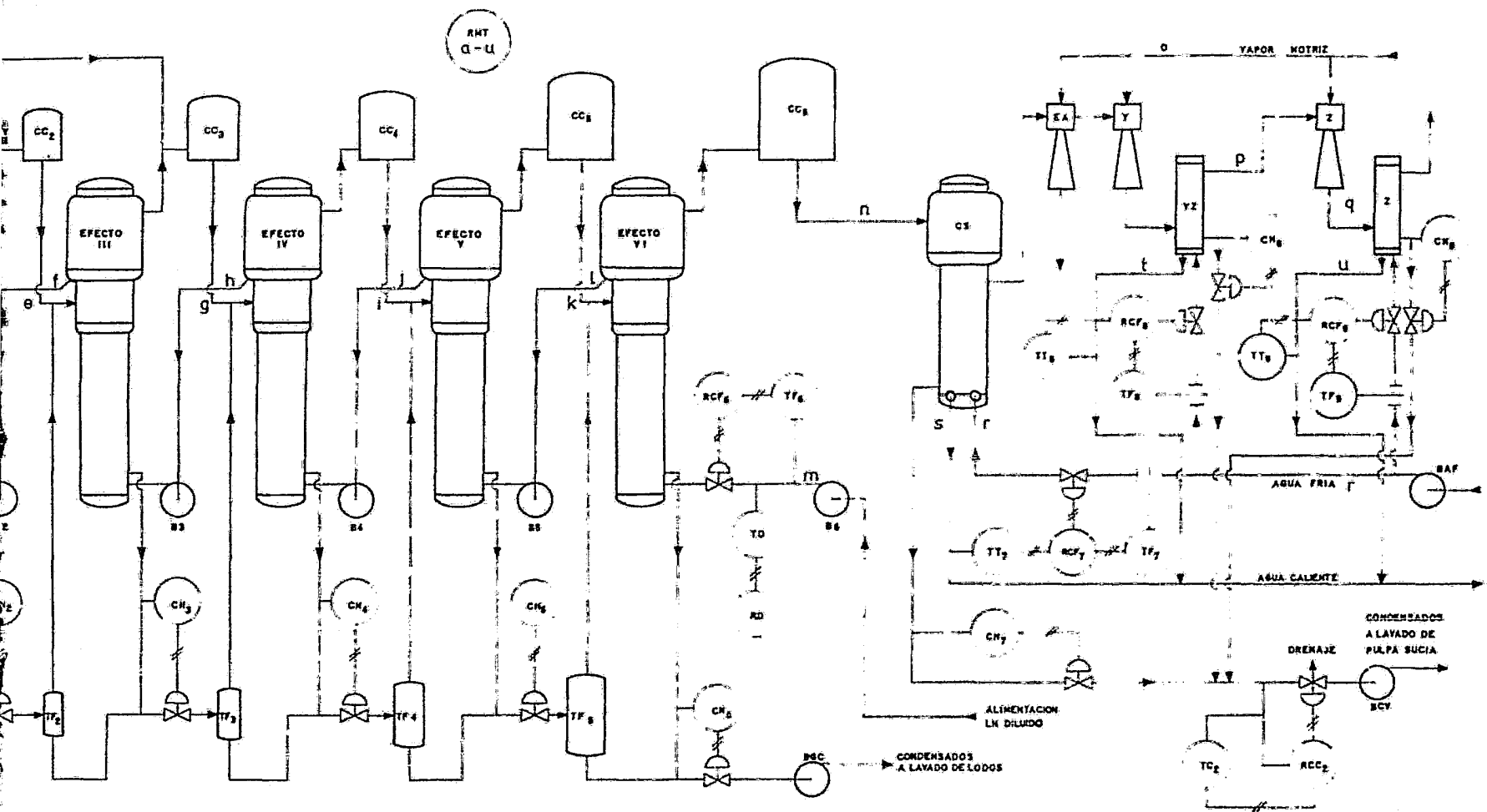


Figura 5.7: INSTRUMENTACIÓN

## C A P I T U L O VI

### DISEÑO MECANICO DEL SISTEMA

#### 6.1.- INTRODUCCION

El diseño mecánico de los recipientes involucra mucho factores, que dependen específicamente del proceso con el que se trabaja, de sus condiciones de operación y el servicio que proporciona.

Nuestro caso particular es el diseño mecánico de un evaporador múltiple efecto para concentrar licores negros, en una planta de celulosa al sulfato, el cual después de un minucioso análisis de los tipos de evaporadores utilizados para esta operación, seleccionamos los que más se ajustaron a las necesidades del proceso, su equipo periférico y un determinado arreglo que consideramos el más conveniente para esto.

#### 6.2.- REQUERIMIENTOS GENERALES PARA EL DISEÑO

Del cálculo termodinámico del arreglo seleccionado se obtienen algunas de las dimensiones fundamentales de los equipos, por ejemplo: Diámetros de los espejos,  $f$  (área de transferencia, diámetro y longitud de los tubos seleccionados); diámetro de boquillas y domos,  $f$  (del flujo y velocidad recomendada); proporciones de ciclones,  $f$  (diámetro de entrada), etc., y todas las demás dimensiones, tipos de tapas, accesorios, tipos de brida, registros, etc., en general la forma y dimensiones del equipo completo, son las que a criterio del diseñador proporcionen un servicio práctico y funcional, y que además se ajusten a las reglas de algún código, en nuestro caso el código A.S.M.E. y el código T.E.M.A.

Otros factores importantes para el diseño son: la disposición del equipo, la apariencia y cimentaciones, lo que nos da idea de los lugares donde irán colocadas las boquillas, soportes, partes internas, etc.

Es necesario escoger adecuadamente las dimensiones básicas de los equipos para que satisfagan el proceso y resulte un diseño de lo más económico.

Conociendo estos factores y demás condiciones de operación y fluidos manejados, se debe hacer una selección de materiales adecuada al proceso. Los metales que se escojan deben resistir los efectos de corrosión y erosión, y deben tener suficiente resistencia para poder soportar la temperatura y presión de diseño y además que conduzcan a un diseño práctico.

Para poder empezar a calcular los espesores de placa es necesario conocer el tipo de juntas requerido que cumpla con el código y sus limitaciones, y el grado de examinación necesario para poder así definir la Eficiencia de Junta (E).

Una consideración importante es que las dimensiones de tubería para boquillas y líneas en general, accesorios como cople, codos, etc., y bridas se deben de tratar de ajustar a los estándares establecidos por el A.N.S.I. (American National Standards Institute).

Aunando todos estos factores y aplicando correctamente las fórmulas y reglas del código, se procede al diseño de los detalles mecánicos del equipo.

La orientación y altura de boquillas, la colocación de registros, mirillas, soportes, etc., dependerán de la forma en que que-

de instalado el equipo. Sus interconexiones con los demás equipos, la facilidad de acceso para inspección y mantenimiento así como el espacio con que se disponga para su instalación, hacen conveniente que antes de un diseño definitivo se conozca la ubicación real de todas las partes del equipo, y es recomendable que aunque no se conozcan los esperores aún, se elabore un plano o dibujos de elevación y planta del múltiple efecto.

Esto es recomendable cuando se trata de muchos equipos interconectados como en nuestro caso, por lo que presentamos aquí el arreglo general de los equipos involucrados y una breve explicación del mismo.

Plano I: Elevación del múltiple efecto

Plano II: Planta del múltiple efecto.

### 6.3.- ELEVACION Y PLANTA MULTIPLE EFECTO

Como dijimos anteriormente la elevación (plano I) nos dará idea de las partes y las interconexiones entre los equipos.

El dibujo de elevación no está hecho como quedaría instalado definitivamente, debido a que se encimarían los equipos al dibujarlos, por lo que excluimos el cuerpo de repuesto (efecto II') y extendimos lo que sería condensador de superficie y sistema de vacío para poder entender mejor el arreglo seleccionado y sus interconexiones.

En el dibujo en planta (Plano II) sí están los equipos como quedarían distribuidos definitivamente, lo que nos daría idea de la superficie de terreno que se requeriría para su instalación.

Creemos conveniente explicar aquí el flujo seguido en el proceso por los fluidos involucrados que son licor negro, vapor, con--



densados y agua de enfriamiento.

#### 6.4.- DESCRIPCION DEL FLUJO DEL PROCESO

Para entender mejor el flujo seguido de los fluidos involucrados es conveniente referirse al plano I (Elevación del Múltiple Efecto).

##### a) Flujo de Licor.

El licor débil se alimentará en el efecto VI con su bomba correspondiente, llenará el efecto y lo que derrame será tomado por la bomba del efecto V, llenará el efecto y derramará al siguiente efecto, y así sucesivamente hasta llegar al efecto II, donde el licor derramado será introducido por una bomba en la pierna de recirculación del concentrador, es decir, del lado de la succión de la bomba de este que estará recirculando constantemente el licor en la última etapa de concentración del múltiple efecto. El licor concentrado se sacará del domo de vapor del concentrador por una bomba que lo enviará a el tanque de almacenamiento para licor fuerte.

##### b) Flujo de Vapor

Se alimentará vapor vivo al elemento calefactor del concentrador y al efecto II por el lado de la coraza de estos.

El vapor producido en el domo del concentrador fluirá por una línea conectada a la salida del domo de vapor del efecto III. El vapor producido en el domo del efecto II se introducirá a la coraza del efecto III, donde el vapor producido en su domo se unirá al vapor del domo del concentrador que serán introducidos a la coraza del efecto IV, y así sucesivamente hasta que el vapor del domo del efecto VI entre al condensador de superficie.

A partir del efecto II se colocarán separadores ciclónicos - entre los efectos para que el licor que pudiera ser arrastrado por el vapor sea recuperado. El licor recuperado en los ciclones se - regresará a la salida de licor del efecto correspondiente.

Existirá una línea que una los vapores producidos en todos - los efectos a partir del efecto II, debajo de los ciclones, por si en determinado momento se desea saltar uno o varios efectos.

#### c) Ventilación y Sistema de Vacío

La presencia de gases incondensables en los elementos cale-- factores disminuye la capacidad de evaporación.

Los gases entran al sistema por fugas de aire y cambios quí-- micos en el licor. Los gases incondensables son sacados del siste-- ma por el sistema de ventilación y vacío.

Los elementos calefactores de los efectos II, III, y IV son ventilados a sus respectivas cabezas de vapor y los efectos V y VI directamente a la línea de entrada al condensador de superficie co-- nectado al sistema de vacío. Es conveniente que cada efecto tenga una válvula individual para ventilación.

Los eyectores del sistema de vacío arrastrarán los gases in-- condensables y los sacarán del sistema. Cada eyector será alimen-- tado con vapor vivo proveniente de una línea común, el cual será - condensado en los condensadores correspondientes.

#### d) Flujo de Condensados

Los condensados del elemento calefactor del concentrador se-- rán enviados por un bomba a la casa de fuerza.

Los condensados del condensador de superficie y condensado-- res del sistema de vacío se unirán en una línea común y serán en--

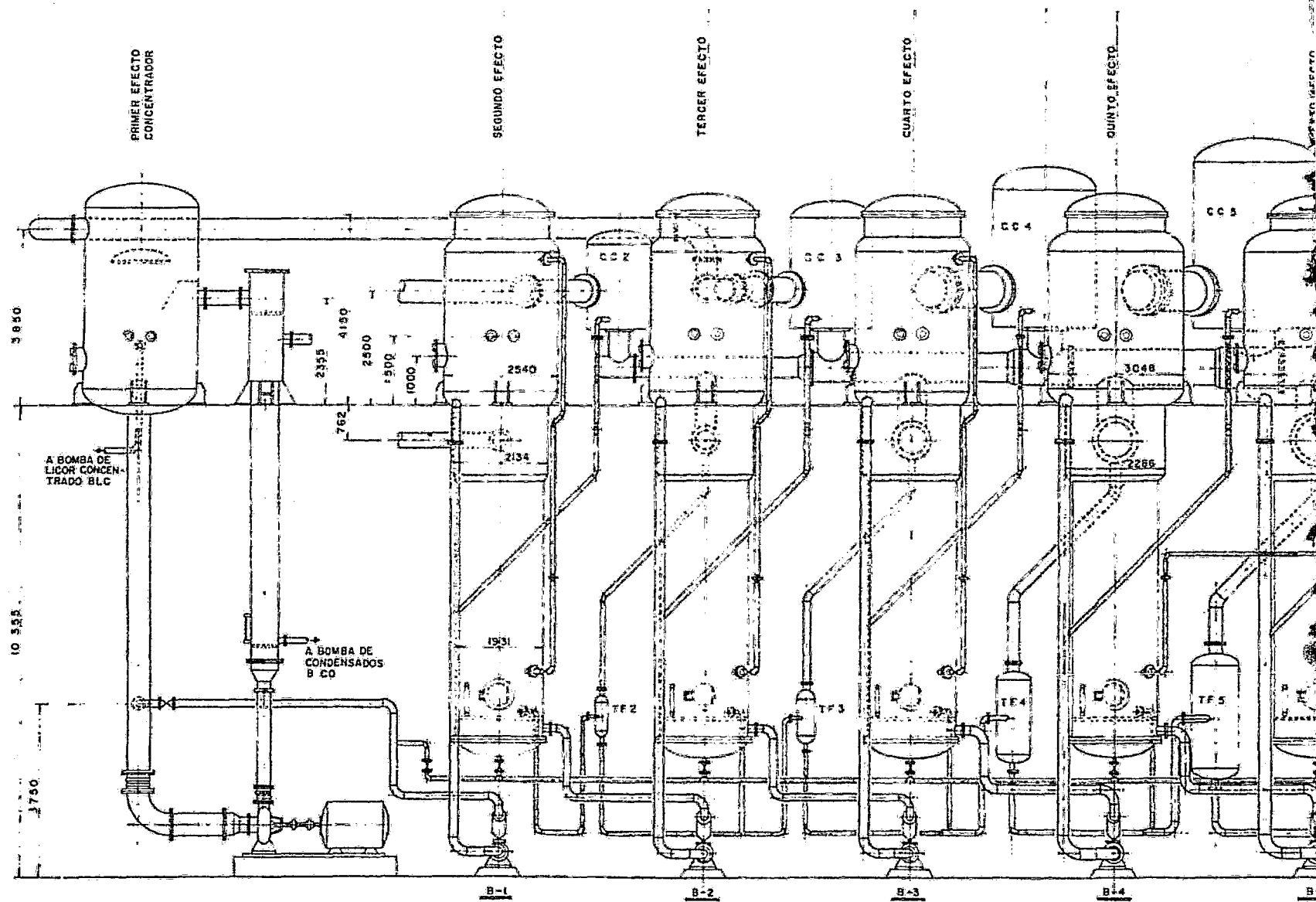
viados a la sección de lavado de pulpa sucia de la planta.

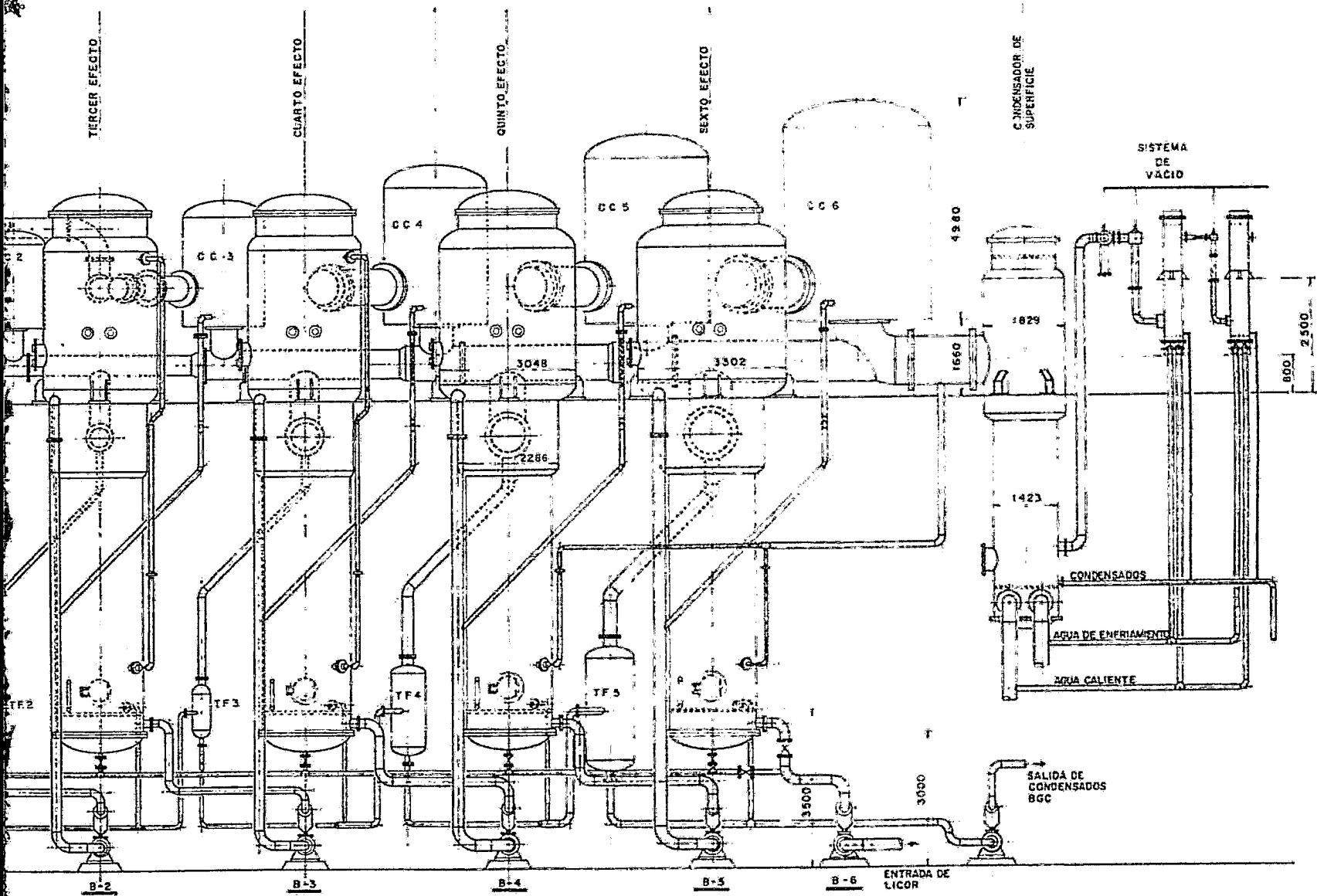
Los condensados del efecto II entrarán a un tanque flash --- (T.F.2) donde por estar conectado a la línea de entrada de vapor del efecto III que está a menor presión, se producirá vapor flash que se considera como vapor extra y los condensados restantes se unirán a los condensados del efecto III que fluirán por diferencia de presión al interior del siguiente tanque flash, que estará conectado a la entrada del efecto IV, y así sucesivamente se irán sumando los condensados de los efectos produciendo vapor extra para el sistema hasta que los condensados restantes del último tanque flash - (T.F.4) se unan a los condensados del efecto VI que serán tomados -- por una bomba que los mandará a la sección de lavado de lodos en -- la planta de caustificación.

#### e) Agua de Enfriamiento

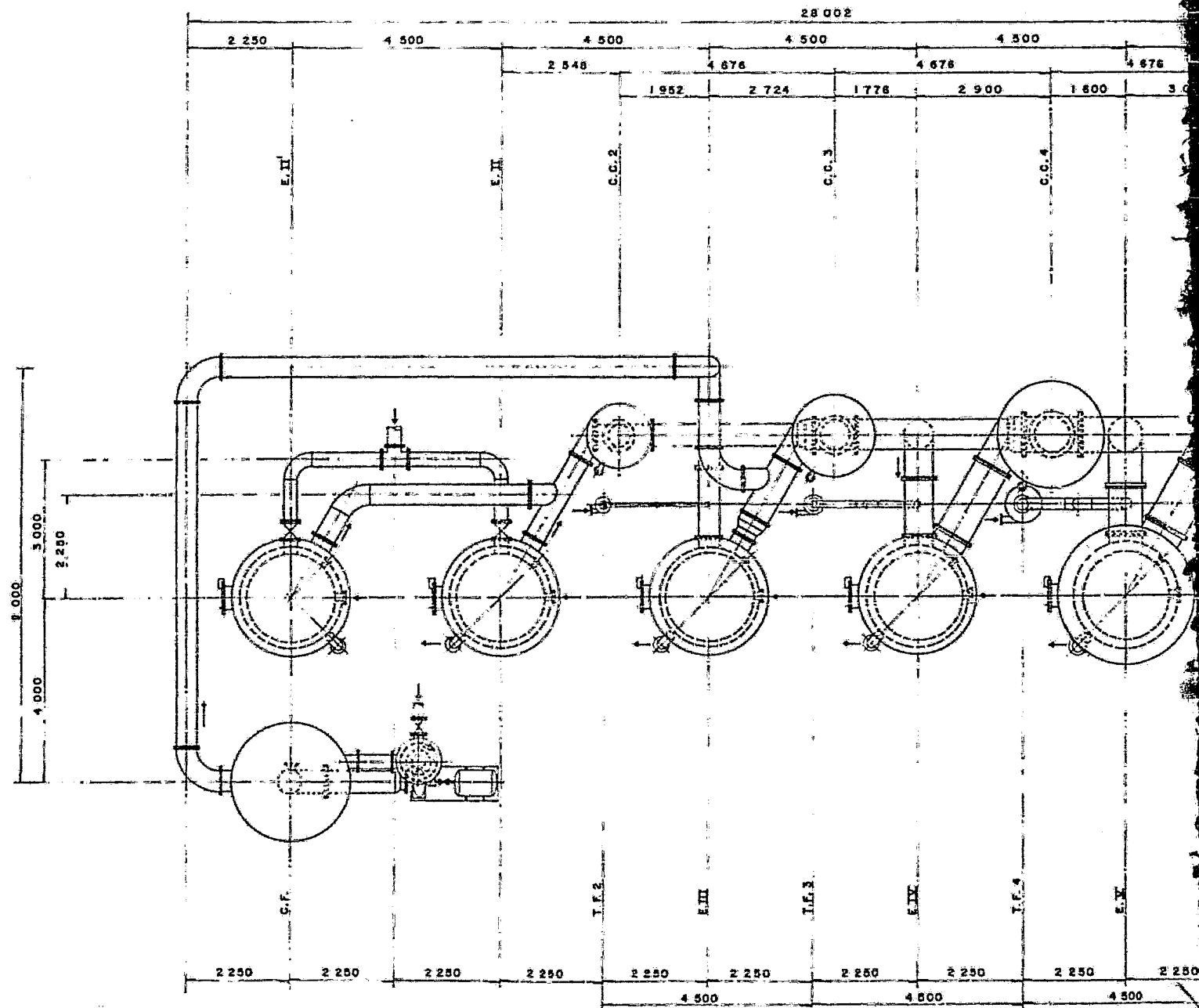
El único lugar donde se requiere agua de enfriamiento es en el condensador de superficie y condensadores del sistema de vacío. El agua de enfriamiento vendrá proveniente de la torre de enfriamiento de la planta y entrará a los condensadores por una línea común con una bomba, realizará su función y saldrá de estos para volverse a unir en la línea de agua caliente que saldrá del sistema.

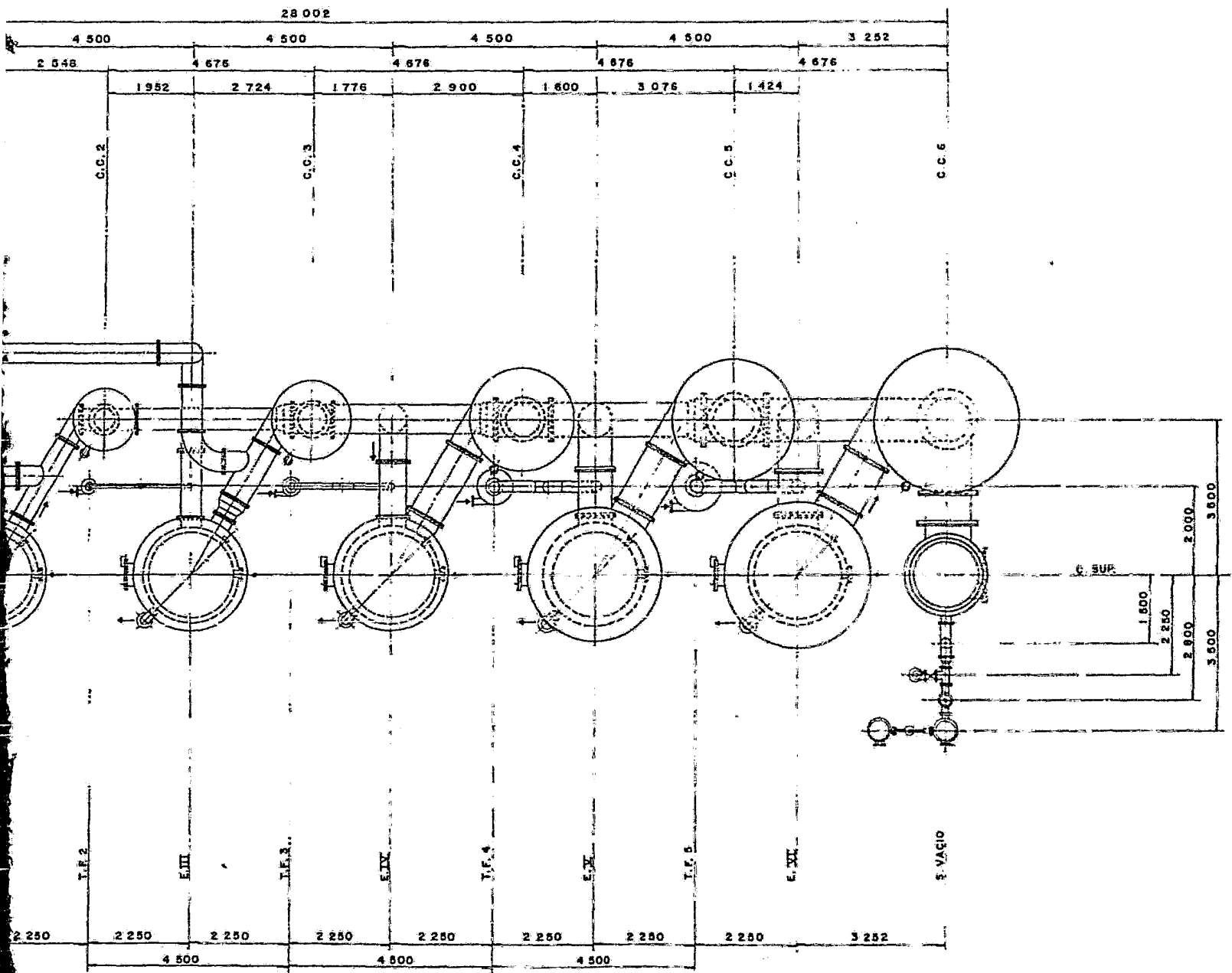
Notas: Las funciones de el efecto de repuesto (efecto II') que se observa en el plano II (planta de múltiple efecto) serán las mismas que las que desempeña el efecto II, si este se tiene que sacar de operación para mantenimiento, por lo que serán idénticos y tendrán una alimentación común de vapor vivo por lo que cada uno tendrá su válvula independiente que se abrirá según sea el caso y las conexiones apropiadas para que --





PLANO	TESIS PROFESIONAL		
I	ELEVACION DEL M. E.		
F. O. 83	GRISI F. EDUARDO Y REDONDO A. JORGE		
U. N. A. M.	ESCALA 1 50	ACOT mm.	FECHA.





PLANO	TESIS PROFESIONAL		
II	PLANTA DEL M.E.		
F. Q. 83	GRISI F. EDUARDO Y REDONDO A. JORGE		
U. N. A. M.	ESCALA. 1:50	ACOT. mm.	FECHA.

opere uno u otro.

En la tapa inferior de los evaporadores se observan válvulas que van unidas a un cabezal común (de 76.2 mm) que servirá para -- llenado, drene y lavado de los efectos.

Existirán válvulas en la succión y descarga de cada una de -- las bombas.

#### 6.5.- ECUACIONES DE TRABAJO, DEFINICIONES Y PRINCIPALES CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO DE LOS EQUIPOS.

presentamos aquí un resumen de todos los factores principa-- les involucrados para el diseño mecánico del M.E., haciendo refe-- rencia a los códigos involucrados y alguna bibliografía adicional que complementa el diseño.

Se diseñó bajo las reglas de construcción del código A.S.M.E. sección VIII, división 1, recipientes a presión, bajo los estándares de construcción del código T.E.M.A. (Tubular Exchanger Manufac-- tures Association) como auxiliar del primero y alguna bibliografía complementaria.

Incluimos solamente las ecuaciones y consideraciones requeri-- das para nuestro diseño específicamente, por lo que recomendamos -- que para una mejor comprensión global del diseño de recipientes se recurra a la fuente original.

#### A) DISEÑO POR PRESION INTERNA

1.- Presión de operación (P.op.): es la presión requerida -- por el proceso que es ejercida sobre el recipiente, a la cual es -- normalmente operado.

2.- Presión de diseño (Pd): presión usada para el diseño del



recipiente. Es recomendable diseñar el recipiente y sus partes a una presión mayor que la de operación.

Una presión que exceda en  $2.1 \text{ Kg/cm}^2$  (30 psi) o en 10% la presión de operación será suficiente. La carga hidrostática y contenido del recipiente también se deben considerar.

3.- Presión máxima permisible de trabajo ( $P_w$ ): presión interna a la cual el elemento más débil del recipiente es sometido hasta el último punto permitido de carga, cuando se asuma que el recipiente esté:

- a) En condiciones corridas
- b) Bajo el efecto de una temperatura designada
- c) En posición normal de operación
- d) Bajo el efecto de otras cargas, (carga del viento, presión externa, presión hidrostática, etc.) que son aditivas a la presión interna.

La presión máxima permisible de trabajo se debe limitar por la coraza o la cabeza, no por elementos pequeños como bridas, agujeros etc.

Es usado a menudo el término presión máxima permisible del equipo nuevo y frío, y significa la presión a la cual es sometido el elemento más débil del recipiente hasta el último punto permisible de carga cuando el recipiente:

- a) No está corroído (nuevo)
- b) La temperatura no afecta su fuerza (frío, a temperatura ambiente).

Los puntos c) y d) mencionados arriba no se consideran.

4.- Presión de prueba hidrostática ( $P_h$ ): 1.5 veces la pre---

sión máxima permisible de trabajo o presión de diseño cuando los cálculos no se hacen para determinar  $P_w$ .

Si el valor del esfuerzo del material del recipiente ( $S$ ) a temperatura de diseño es menor que a la temperatura de prueba, la presión de la prueba hidrostática se debe incrementar proporcionalmente.

En este caso la presión de prueba será:

$$1.5 \times P_d \text{ o } P_w \times \frac{S \text{ T prueba}}{S \text{ T diseño}}$$

Cuando  $P_w$  es limitado por las bridas, la presión de prueba hidrostática será la limitada por su rango de servicio para lo cual existe una tabla.

Una prueba neumática en lugar de la hidrostática se usará según lo especificado por el código UG-100

Una prueba para establecer  $P_w$  cuando la fuerza de cualquier parte del recipiente no puede ser calculada con completa seguridad se especifica en UG-101.

#### 5.- Máximo esfuerzo permisible del material

Es el máximo esfuerzo permitido para un material dado usado para la construcción bajo las reglas del código.

Se debe diseñar con el valor máximo permisible de tensión del material. ( o con lo especificado en UG 23-b).

El máximo esfuerzo de tensión permisible para diferentes materiales se encuentra en la subsección C del código.

#### 6.- Eficiencia de juntas

Las diferentes eficiencias de juntas soldadas y sus limitaciones se encuentran en la tabla UW 12 del código y se debe especi

ficar el grado de examinación que se hará a estos para seleccionar adecuadamente la eficiencia y el valor del esfuerzo máximo permisible que se utilizará en los demás cálculos del diseño.

Nuestro diseño está sujeto a las condiciones del párrafo UW 12-C

UW 12-C: El valor de eficiencia (E) no mayor que el dado en la columna (C) de la tabla UW 12-C, se debe usar en los cálculos de diseño para recipientes con juntas soldadas que -- no serán radiografiadas ni totalmente ni por puntos, con tal que en todos los demás, se debe utilizar un valor del 80% del esfuerzo permisible para el material, excepto en S para tapas planas, Sa, Sb, Sn y Sf usadas para diseño de bridas.

#### 7.- Corazas cilíndricas

Generalmente el esfuerzo en la junta longitudinal es lo que determina el espesor de la coraza.

El esfuerzo en la junta circunferencial gobernará solamente cuando la eficiencia de esta junta sea menor que la mitad que la E de la junta longitudinal o cuando además de la presión interna, cargas adicionales (carga por viento, reacción en silletas, etc.) estén causando flexión longitudinal o tensión.

#### Nomenclatura:

P = presión de diseño o $P_w$	$\text{Kg/cm}^2$ (Psig.)
S = esfuerzo máximo permisible	$\text{Kg/cm}^2$ (Psi.)
E = eficiencia de juntas	Adim.
R = radio interno	mm (in)
$R_o$ = radio externo	mm (in)
D = diámetro interno	mm (in)

Do= diámetro externo mm (in)  
 t = espesor de la pared mínimo requerido (sin margen por corrosión) mm (in)

### 7.1) Junta circunferencial

$$t = \frac{PR}{2SE + 0.4P} \quad P = \frac{2SEt}{R - 0.4t}$$

### 7.2) Junta longitudinal (más importante)

#### a) Referida a dimensiones externas

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} \quad P = \frac{SEt}{R + 0.6t}$$

#### b) Referida a dimensiones internas

$$t = \frac{P R_o}{SE + 0.4P} \quad P = \frac{SEt}{R - 0.4t}$$

## 8.- Tapas utilizadas

### Nomenclatura:

t = espesor mínimo requerido mm (in)  
 P = presión de diseño o Pw Kg/cm<sup>2</sup> (Psig)  
 D = diámetro interior del faldón de la tapa, diámetro interno del cono mm (in)  
 Do= diámetro exterior de los casos anteriores mm (in)  
 S = esfuerzo máximo permisible Kg/cm<sup>2</sup> (Psi)  
 E = eficiencia de juntas (ver UW 12-C) Adim.  
 L = radio interno de la corona para tapas toriesféricas mm (in)  
 Lo= radio externo de la corona para tapas toriesféricas mm (in)  
 L max. = D  
 r = radio de transición para tapas toriesféricas mm (in)

$r \text{ mín.} = 6\% \text{ de } L$

$M =$  factor para tapas toriesféricas

$$M = 1/4 (3 + (L/r)^{1/2})$$

Adim.

$a =$  mitad del ángulo del vértice --

respecto al eje de simetría en

una tapa o sección cónica

(grados)

$a \text{ máximo} = 30^\circ$

### a) Tapas toriesféricas

Por dimensiones internas:

$$t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P} \quad P = \frac{2SEt}{LM + 0.2t}$$

Por dimensiones externas:

$$t = \frac{P L_o M}{2SE + P(M - 0.2)} \quad P = \frac{2SEt}{M L_o - t(M - 0.2)}$$

### b) Tapa o sección cónica

Por dimensiones internas:

$$t = \frac{PD}{2 \cos a (SE - 0.6P)} \quad P = \frac{2SEt \cos a}{D + 1.2t \cos a}$$

Por dimensiones externas:

$$t = \frac{P D_o}{2 \cos a (SE + 0.4P)} \quad P = \frac{2SEt \cos a}{D_o - (0.8t \times \cos a)}$$

Altura aproximada de tapas toriesféricas:  $h$

$$h = L - \left( (L-r)^2 - (R-r)^2 \right)^{1/2} \quad R = D/2$$

### c) Tapas planas

La ecuación fundamental para el diseño del espesor de tapas -  
planas es:

$$t = d (C P/S)^{1/2}$$

$d =$  diámetro del círculo de tornillos mm (in)

$C =$  factor del tipo de tapa (adim.)

$P =$  presión de diseño,  $\text{Kg/cm}^2$ ; (Psig)

$S =$  esfuerzo máximo permisible,  $\text{Kg/cm}^2$  (Psi)

$C$ : se obtiene en el código en UG-34 y fig. UG-34 = 0.25

$P$ : puede ser presión interna o externa de diseño

## B) DISEÑO POR PRESION EXTERNA

1.- Presión de diseño: no debe ser menor que la diferencia máxima entre presión interna de operación y la presión fuera del recipiente.

Los recipientes que tengan que operar a una presión externa de trabajo de  $1.05 \text{ Kg/cm}^2$  (15 Psi) o menos, que vayan a ser estampados con el símbolo del código denotando que cumplen las reglas para diseño por presión externa, deberán ser diseñados para una presión máxima permisible externa de  $1.05 \text{ Kg/cm}^2$  (15 Psi) o 25% más que la presión externa máxima posible, la que sea menor, código UG-28 (f).

Los recipientes que sean diseñados y construídos de acuerdo a las reglas del código para presión interna y que puedan ser a veces sometidos a una presión externa de  $1.05 \text{ Kg/cm}^2$  (15 Psi) o menos, no necesitan ser construídos por las reglas del código para presión externa. Estos recipientes portarán el símbolo para presión interna UG-28 (nota)

### 2.- Presión de prueba

Recipientes de pared única diseñados para vacío parcial o total deben ser sometidos a una prueba hidrostática interna, o cuando esta no sea practicable, a una prueba neumática.

Cualquier tipo de prueba que se haga será a una presión no menor que 1.5 veces la diferencia entre la presión atmosférica normal y la mínima presión absoluta interna de diseño.

Prueba neumática: código UG-100

### 3.- Diseño de corazas por presión externa

## Nomenclatura:

t = espesor mínimo requerido	mm (in)
P = presión externa de diseño	Kg/cm <sup>2</sup> (Psig)
Pa = presión máxima permisible de trabajo	Kg/cm <sup>2</sup> (Psig)
Do = diámetro externo	mm (in)
L = longitud de la sección del recipiente tomado como sigue:	mm (in)

3.1) La distancia entre las líneas tangentes de las cabezas - mas un tercio de la profundidad de las tapas, cuando no se usen anillos de refuerzo.

3.2) La mayor distancia entre 2 anillos de refuerzo adyacentes.

3.3) La distancia de el centro del primer anillo de refuerzo a la línea tangente de la cabeza mas un tercio de la profundidad de la tapa.

## Secuencia de cálculo

Cuando  $Do/t$  sea igual o mayor que 10  $Pa = \frac{4B}{3 Do/t}$

El valor de B se determinará por el siguiente procedimiento:

Paso 1.- Suponer un valor de t y calcular L/Do y Do/t

Paso 2.- Entrar del lado izquierdo en la gráfica correspondiente para el material en cuestión (apéndice V del código) en el valor de L/Do.

Paso 3.- Moverse horizontalmente a la línea que representa Do/t

Paso 4.- De esta intersección moverse verticalmente para la línea de temperatura de diseño

paso 5.- De esta intersección moverse horizontalmente a la derecha y leer el valor de B

Paso 6.- Calcular  $P_a$  y comparar con  $P$

Si  $P_a$  es menor que  $P$  suponer un valor mayor de  $t$  y repetir el procedimiento hasta que  $P_a$  sea mayor o igual a  $P$ .

En lugar de aumentar  $t$  se puede disminuir  $L$  colocando anillos de refuerzo para los cuales el procedimiento de cálculo se encuentra en el código en UG-28 (c).

Nota: Se debe hacer notar que  $P_a$  se obtendrá en Psi ya que las gráficas del código dan  $B$  en Psi y si se desea conocer el valor en el sistema métrico decimal se debe hacer la conversión correspondiente a este sistema.

Para las relaciones  $L/Do$  y  $Do/t$  no importa el sistema ya que son adimensionales pero es importante que sean congruentes a las unidades de un solo sistema.

Esta nota es aplicable a todo lo que involucre cálculos referidos a las gráficas para presión externa.

4.- Diseño de cabezas toriesféricas por presión externa

El espesor requerido será el mayor de los siguientes:

4.1) El espesor calculado por las fórmulas dadas para presión interna usando una presión de diseño 1.67 veces la presión externa y  $E=1.0$

4.2) El espesor probado por la fórmula:  $P_a = \frac{B}{L_1} \frac{1}{th}$  donde:

$P$ = presión externa de diseño	$\text{Kg/cm}^2$ (Psig)
$P_a$ = presión máxima permisible de trabajo	$\text{Kg/cm}^2$ (Psig)
$Do$ = diámetro externo de la cabeza	mm (in)
$L_1$ = radio de la corona para tapas toriesféricas	mm (in)
$th$ = espesor mínimo requerido	mm (in)



$L_1$  máximo =  $D_o$

Siguiendo la secuencia de cálculo para corazas esféricas por presión externa.

Secuencia de cálculo

El valor de B se determinará de la siguiente forma:

Paso 1.- Suponer un valor de  $t_h$  y calcular  $L_1/t_h$  y  $L_1/100 t_h$

Paso 2.- Entrar del lado izquierdo en la gráfica correspondiente para el material en cuestión (apéndice V del código) en el valor de  $L_1/100t_h$ .

Paso 3.- Moverse horizontalmente a la línea marcada para "Línea de esfera"

Paso 4.- De esta intersección moverse verticalmente a la línea para temperatura de diseño.

Paso 5.- De esta intersección moverse horizontalmente a la derecha y leer el valor de B.

Si  $P_a$  es menor que  $P$  suponer un espesor mayor y repetir el procedimiento de cálculo hasta que  $P_a$  sea mayor o igual a  $P$ .

Ver nota en diseño de corazas por presión externa.

### C) AGUJEROS Y REFUERZOS

#### 1.- Forma de los agujeros

Los agujeros en recipientes a presión deberán ser preferentemente circulares, elípticos o redondeados.

Un agujero redondeado es aquel formado por dos lados paralelos con extremos semicirculares.

Para agujeros hechos de tubo o boquilla circular en el eje que no es perpendicular a la pared o cabeza se debe considerar como un agujero elíptico para propósitos de diseño.

Los agujeros pueden ser de otra forma que las especificadas arriba (ver UG-36 del código)

## 2.- Tamaño de los agujeros

Propiamente agujeros reforzados en corazas cilíndricas o esféricas no son limitados por su tamaño, pero deben cumplir con -- los requerimientos generales del código para agujeros y refuerzos y los requerimientos adicionales especificados en UA-7.

Agujeros reforzados en cabezas no son limitados por el tamaño, pero cuando el agujero en el extremo de cierre del cilindro - es mayor que la mitad de su diámetro interno se recomienda usar - en lugar de cabezas, secciones de transición como las especificadas en la fig. UG-36.

## 3.- Espesor del cuello de las boquillas

El espesor de la pared del cuello de las boquillas u otras conexiones no deberá ser menor que el calculado para las cargas - aplicadas (UG-22) más el espesor añadido como margen por corro--- sión en la conexión, y excepto para agujeros de acceso e inspec-- ción solamente, no menor que el mas pequeño de los siguientes:

a) El espesor requerido (suponiendo  $E=1.0$ ) de la coraza (o cabeza) a la cual la conexión es fijada mas el margen por corro-- sión de la coraza (o cabeza) adyacente a la conexión, pero para - recipientes soldados en ningún caso menor que 2.4 mm (3/32 in).

b) El espesor mínimo de la pared de un tubo estándar mas el margen por corrosión en la conexión.

El espesor mínimo para un tubo (A.N.S.I. B 36.10 - 1970) es el espesor nominal de la pared menos el 12.5% de tolerancia permisible.

#### 4.- Agujeros de inspección

Todos los recipientes a presión para uso con aire comprimido y aquellos sujetos a corrosión interna, erosión o abrasión mecánica, deben ser provistos de agujeros hombre, registros de mano u otros agujeros de inspección apropiados para examinación interna y limpieza.

Las alternativas para estos y sus excepciones se encuentran en UG-46 en el código.

El lugar preferible para agujeros de inspección pequeños es en cada cabeza o cerca de ellas.

El espesor requerido para el cuello de la boquilla para los agujeros de inspección será el calculado para las cargas aplicadas (UG-22) mas margen por corrosión (no hay otro requerimiento).

#### 5.- Refuerzos en los agujeros

Las reglas para el diseño de refuerzo se encuentran en el código de UG-36 a UG-44, de los cuales daremos una breve explicación a continuación.

Los requerimientos básicos son que: alrededor de la abertura hecha al recipiente se debe poner un refuerzo igual a la cantidad del metal quitado para esta. El refuerzo puede ser parte integral de la coraza o boquilla, o puede ser una placa adicional de refuerzo.

##### Generalidades:

5.1) No es necesario reemplazar la cantidad total de metal removida, sino solamente la cantidad requerida (A) para resistir la presión interna o externa según sea el caso.

5.2) Generalmente la placa de la coraza y el cuello de la -

boquilla utilizados son de un espesor mayor que el requerido por su cálculo. El exceso en la pared del recipiente ( $A_1$ ) y pared de la boquilla ( $A_2$ ) sirven como refuerzo. Así como la proyección interna de la boquilla ( $A_3$ ) y el área del metal de soldadura ( $A_4$ ) -- se pueden considerar como refuerzo.

5.3) El refuerzo debe estar dentro de ciertos límites UG-40

5.4) El área del refuerzo se debe incrementar proporcionalmente si el valor del esfuerzo del material de refuerzo es menor que el de la pared del recipiente UG-41.

5.5) Los requerimientos de área para refuerzo se deben satisfacer para todos los planos a través del centro de agujero y normal a la pared del recipiente,

Área requerida del refuerzo:

$$A = d \times tr \times F$$

$d$  = diámetro interno del agujero en sus condiciones corroídas mm (in)

$tr$  = espesor requerido de coraza o cabeza sin costura calculada por sus fórmulas aplicables mm (in)

$F$  = factor de corrección por cambio de plano en corazas cilíndricas y conos, para los demás casos  $F=1.0$

Si  $A_1+A_2+A_3+A_4$  es mayor o igual que  $A$ , la abertura está reforzada adecuadamente. De otra manera la diferencia debe ser proporcionada por un elemento de refuerzo ( $A_5$ ).

Si  $A_1+A_2+A_3+A_4+A_5$  es mayor que  $A$ ; el área del refuerzo ( $A_5$ ) es la adecuada.

Para mayor detalle ver código de UG-36 a UG-44

Para ejemplos de estos ver el apéndice L (UA-280).

5.6) El área requerida del refuerzo para recipiente sometidos a presión externa necesita ser solamente el 50% de la requeri-

da por presión interna donde  $t_r$  es el espesor calculado por las reglas de presión externa.  $A = \frac{d \times t_r \times F}{2}$

5.7) Las uniones como a cilindro requieren de un análisis especial que se encuentra en UA-5 del apéndice I del código.

Algunos fabricantes tienen la práctica común de usar placas de refuerzo con un área igual a el área del metal removido, lo que resulta en un sobrediseño, pero con la eliminación de los cálculos lo encuentran más económico.

#### 6.- Requerimientos generales para conexiones soldadas

Las boquillas, otras conexiones y sus refuerzos se deben fijar a los recipientes a presión por soldadura de arco eléctrico o gas. Se deben seguir los lineamientos establecidos en UW-15 para conexiones soldadas, y los requerimientos mínimos para soldaduras de fijación en UW-16.

#### D) SOLDADURA

Los recipientes a presión que vayan a ser fabricados por soldadura deben cumplir las reglas y requerimientos generales establecidos en UW.

Se deben considerar las eficiencias de las juntas (UW-12), los detalles de fijación (UW-13), agujeros sobre soldaduras o adyacentes a ellos (UW-14), los requerimientos generales para conexiones especificadas anteriormente y en general cualquier tipo de tratamiento o examinación que el recipiente requiera.

Hay varios métodos para hacer juntas soldadas. En un caso particular, la selección de algún tipo específico sobre numerosas

alternativas depende de:

- 1.- Las condiciones de soldado
- 2.- Los requerimientos del código
- 3.- El aspecto económico

#### 1.- Condiciones de soldado

Con muchos casos de accesibilidad de la junta determina el tipo de soldadura. En recipientes de diámetro pequeño (entre 458 y 610 mm) no se puede soldar desde el interior. En estos casos se puede usar una placa de respaldo para la soldadura.

En recipientes de tamaño grande, si no tienen agujero de hombre, la última junta de cerrado del recipiente puede ser soldado solamente desde el exterior. El tipo de soldadura puede ser determinado también por el equipo del fabricante.

#### 2.- Requerimientos del código

Para que se respete el tipo de junta el código establece requerimientos basados en el servicio, material y localización de la soldadura. Los procesos de soldado que se deben usar para la construcción de los recipientes están también restringidos por el código como se describe en el párrafo UW-27

Categoría de juntas soldadas	UW-3
Procedimientos de tratamiento de post-soldado	UW-40
Inspección y prueba	UW-46
Técnicas de examen radiográfico	UW-51
Exámen por puntos de juntas soldadas	UW-52
Juntas con soldadura a tope de placas de espesor desigual ver fig.	UW-9
Al unir placas de espesor diferente con soldadura a tope la pla	

ca más gruesa debe ser rebajada si la diferencia en espesor es mayor que 3.18 mm (1/8 in) o 1/4 de la placa más delgada. La longitud de la transición deberá ser mínimo tres veces la diferencia en espesor entre las superficies a unir. La soldadura puede estar parcial o totalmente en la transición o adyacente a ella.

### 3.- Aspecto económico

Si los dos factores anteriores permiten una libre elección, entonces el aspecto económico debe ser el factor decisivo.

Algunas consideraciones referentes a la economía de la soldadura:

- La preparación de el extremo de placa en V el cual se puede hacer con soplete es más económico que la preparación en U o J
- La junta en doble V requiere solamente la mitad de la cantidad del metal depositado de soldado, que la V simple.
- Si se incrementa el tamaño de una soldadura de filete, su fuerza se incrementa en proporción directa, mientras que la cantidad de metal depositado se incrementa al cuadrado del tamaño.
- La soldadura de baja calidad hace necesario el uso de placas mas gruesas.

## E) CORROSION

Los recipientes o partes de ellos sujetos a desgaste por corrosión, erosión, o abrasión mecánica deberán tener una previsión hecha de acuerdo a la vida deseada del recipiente, por un adecuado incremento en el espesor del material sobre el determinado por las fórmulas de diseño, o usando algún método apropiado de protección (código UG-25 (a) ).

El código no determina la magnitud del margen por corrosión excepto para recipientes con un espesor mínimo requerido de menos de 6.35 mm (0.25 in) que serán usados con vapor, agua o aire comprimido, deberán tener un margen por corrosión no menor que  $1/6$  del espesor calculado de la placa.

Para otros recipientes donde la velocidad de corrosión es predecible, la vida deseada del recipiente determinará el margen por corrosión y si el efecto de corrosión es indeterminado, será a juicio del diseñador.

La vida deseada del recipiente es una cuestión económica. Los recipientes grandes se diseñan generalmente para una vida de operación más larga (15 ó 20 años), que los recipientes mas pequeños (8 a 10 años).

El margen por corrosión no necesita ser el mismo para todas las partes del recipiente si se espera diferente velocidad de ataque (UG-25 (b) ).

Hay varios métodos diferentes para medir corrosión. La manera mas simple es el uso de agujeros testigos de corrosión (UG-25 (d) ) o medidores de corrosión.

Los recipientes sujetos a corrosión deberán tener agujeros para drene (UG-25 (e) ) y agujeros de inspección (UG-46).

Para eliminar la corrosión se usan materiales resistentes a esta como recubrimientos o para la pared completa del recipiente.

Las reglas para recubrimientos se encuentran en el código en UCL apéndice F y UG-26.

Si hay corrosión se deberán poner soldaduras continuas.

Se debe hacer una adecuada selección de los empaques que se-



llarán el equipo, que resistan el ataque químico y la fuerza de --  
atornillado para evitar así fugas o infiltraciones de aire indesea-  
bles.

Los empaques recomendados para el múltiple efecto serán de -  
asbesto, que tienen una temperatura límite de 400°C y una composi-  
ción adecuada para su servicio.

Si se requiere o especifica se deben de pintar los recipientes con el propósito de preservar la superficie del acero.

La pintura retarda la corrosión: 1.- previniendo el contacto de agentes corrosivos con la superficie del recipiente, y 2.- por las propiedades electro químicas de inhibición de oxidación del metal que tiene la pintura.

#### F) REFERENCIAS Y RECOMENDACIONES DEL CODIGO T.E.M.A.

El código T.E.M.A. es un auxiliar del código A.S.M.E. en lo que se refiere al diseño y construcción de cambiadores de calor.

Se debe cumplir con todas las especificaciones establecidas por el A.S.M.E. y complementar con los estándares y recomendaciones del T.E.M.A. si se están diseñando cambiadores.

Se diseñó por las reglas para cambiadores de calor tipo C -- que son para condiciones moderadas de operación.

El diseño mecánico del múltiple efecto involucra principalmente evaporadores y condensadores por lo que creemos importante - explicar brevemente las consideraciones y recomendaciones principales del código aplicables a nuestro diseño.

1.- La principal aportación del código a nuestro diseño es - que proporciona las fórmulas para el cálculo de el espesor de los

espejos y algunas recomendaciones para la fijación de los tubos, - su tipo de paso y su arreglo.

a) El tipo de arreglo usado en nuestro diseño es el triangular, del cual el código especifica que puede ser usado si el fluido en el lado de la coraza no es incrustante.

b) Tipo de paso: el código especifica que la separación mínima centro a centro de tubos debe ser 1.25 veces el diámetro externo del tubo utilizado.

2.- Explicaremos a continuación la secuencia seguida para el cálculo del espesor de los espejos.

a) A partir del área de transferencia obtenida del cálculo - termodinámico A se calcula el número de tubos  $N_t$ .  $N_t = \frac{A}{L a''}$

L = longitud de los tubos  $m$   
 A = área total de transferencia  $m^2$   
 a'' = área externa del tubo por metro de longitud  $m^2/m$

b) Conociendo paso, arreglo y número de tubos, se puede seleccionar una coraza estándar o para arreglo triangular seguir el siguiente procedimiento:

- calcular el área del triángulo formado por un arreglo de tres tubos solamente

$$A_t = \frac{p \times h}{2} \quad A_t = \text{área del triángulo} \quad mm^2$$

$$h = p \times \text{Sen } 60^\circ \quad p = \text{paso} \quad mm$$

$$h = \text{altura del triángulo} \quad mm$$

-  $\frac{\text{Area del espejo}}{\text{tubo}} = A_t \times 2 \quad mm^2$

-  $\text{Area del espejo} = \frac{\text{Area del espejo}}{\text{tubo}} \times N_t = mm^2 = A_e$

$$Ae = \frac{3.14 Ds^2}{4}$$

$$Ds = \left[ \frac{4 Ae}{3.14} \right]^{1/2}$$

Ae= área del espejo mm<sup>2</sup>

Ds= diámetro del espejo mm

A este diámetro calculado se le pueden añadir entre 50 y 75 mm por las áreas muertas en el espejo y checar en un dibujo del trazo del espejo, si caben los tubos y si no, ajustarlo. Este cálculo se hace sí, por razones de economía, no se desea poner una coraza estándar que nos daría un espejo un poco mayor que el obtenido por cálculo.

c) Conociendo ya el diámetro del espejo, las condiciones de operación y el material seleccionado se puede calcular su espesor con las fórmulas proporcionadas por el código. En nuestro caso -- particular G=Ds ya que son espejos soldados directamente a la cora<sup>za</sup>.

C.1) Esfuerzo flexionante

$$T = \frac{FG}{2} (P/S)^{1/2}$$

t = espesor efectivo del espejo	mm (in)
S = esfuerzo máximo permisible	Kg/cm <sup>2</sup> (Psi)
P = presión de diseño	Kg/cm <sup>2</sup> (Psig)
G= Ds= diámetro del espejo	mm (in)
F = factor del tipo de espejo = 1.0	Adim.

C.2) Esfuerzo cortante

$$T = \frac{0.31 D_L}{1 - \frac{d_o}{p}} (P/S) - g$$

D<sub>L</sub> = 4A/C diámetro equivalente del límite del círculo de tubos - mm (in)

C = perímetro formado por los tubos colocados, midiendo centro a centro de cada tubo, los tubos más externos del espejo mm (in)

A = área total encerrada por C,  $\text{mm}^2$  ( $\text{in}^2$ )

p = paso, mm (in)

g = profundidad de ranura de partición en exceso del margen por corrosión del lado de los tubos.

S y P igual que en 1.-

El espesor se calcula para los dos esfuerzos y se toma el mayor. Generalmente el espesor mayor es el obtenido para el esfuerzo flexionante.

Espesor mínimo de espejos. En ningún caso el espesor total sin margen por corrosión de cualquier espejo será:

a) menor que  $3/4$  del diámetro externo del tubo para tubos de 25.4 mm o menos.

b) menor que 22.22 mm para tubos de 31.75 mm de diámetro externo.

c) menor que 25.4 mm para tubos de 38,1mm de diámetro externo.

#### G) CONSIDERACIONES SOBRE EL DISEÑO DE SOPORTES

El código A.S.M.E. no establece una secuencia determinada o fórmulas para el cálculo de los soportes de los equipos, sino que solo especifica que se deben diseñar para el máximo de cargas impuestas enumeradas en UG-22 y sugiere algunas reglas para el diseño de los soportes en el apéndice G.

Existe en la literatura referente a recipientes a presión -- (1) procedimientos detallados para el cálculo de los soportes que nos conducen a determinar el espesor de la placa de la base de los

---

(1) cfr. Cap. 10, No. 30 , Cap. X pag. 183  
cfr. Cap. 10, No. 29 , Parte I pag. 67.

soportes, los tornillos de anclaje y en general las dimensiones -- fundamentales de las silletas.

En estos cálculos se involucran cuestiones como: número de -- soportes, área requerida de atornillado, esfuerzos ejercidos sobre concreto, tornillos y material del soporte, momentos producidos -- por viento o sismos, etc., y juntando todos estos factores se de-- termina el espesor de la base por la fórmula:

$$t_B = \left[ \frac{6 M_{\text{máx}}}{S} \right]^{1/2}$$

$t_B$  = espesor de la base del soporte cm (in)

$M_{\text{máx}}$  = el mayor entre  $M_x$  o  $M_y$  que son el esfuerzo flexionante -- por unidad de sección, de una placa perpendicular al eje "X" o eje "Y" respectivamente Kg (lb)

$S$  = esfuerzo máximo involucra soportes con cuchillas de refuer-- zo. (material de la base)  $\text{Kg/cm}^2$  (Psi).

#### H) PRINCIPALES REFERENCIAS AL CODIGO A.S.M.E. SECCION VIII DIVI-- SION 1 (RECIPIENTES A PRESION)

- 1.- Temperatura de diseño.....UG-20
- 2.- Presión de diseño.....UG-21
- 3.- Cargas consideradas.....UG-22
- 4.- Esfuerzo máximo permisible.....UG-23
- 5.- Corrosión.....UG-25
- 6.- Recubrimientos.....UG-26
- 7.- Diseño de corazas por presión interna.....UG-27
- 8.- Diseño de corazas por presión externa.....UG-28
- 9.- Anillos de refuerzo.....UG-29
- 10.- Diseño de tubos.....UG-31
- 11.- Diseño de cabezas por presión interna.....UG-32
- 12.- Diseño de cabezas por presión externa.....UG-33

- 13.- Diseño de tapas planas.....UG-34
- 14.- Cabezas atornilladas.....UG-35 y UA-6
- 15.- Agujeros y refuerzos.....UG-36 a 44,  
UA-7 y UA-280
- 16.- Espesor del cuello de las boquillas.....UG-45
- 17.- Agujeros de inspección.....UG-46
- 18.- Presión máxima permisible de trabajo.....UG-98
- 19.- Prueba hidrostática.....UG-99
- 20.- Requerimientos de recipientes a presión.....Subsección B  
fabricados por soldadura.....parte UW
- 21.- Requerimientos para materiales.....Subsección C  
acero al carbón y de baja aleación.....parte UCS  
aceros de alta aleación.....parte UHA
- 22.- Fórmulas complementarias de diseño.....Apéndice I
- 23.- Reglas para el diseño de bridas atornilla-...  
das.....Apéndice II
- 24.- Definiciones.....Apéndice III
- 25.- Cartas para diseño por presión externa.....Apéndice V
- 26.- Reglas sugeridas para margen de corrosión...Apéndice E
- 27.- Reglas sugeridas al diseño de soportes.....Apéndice G
- 28.- Consideraciones para el diseño de bridas....  
atornilladas.....Apéndice S

## RESULTADOS

### 6.6.- INTRODUCCION

El desarrollo del diseño mecánico y fabricación de recipientes a presión es una labor muy complicada que requiere de un análisis muy detallado de todos los posibles factores involucrados en cada recipiente en particular, por lo que el diseñador debe conocer los diferentes códigos y propiedades de los materiales que intervienen en su fabricación, y formarse un criterio que lo conduzca a un diseño seguro, práctico, funcional, y que sea además lo más económico posible.

El diseño del múltiple efecto es muy ilustrativo ya que requiere de cálculos para las dos condiciones, presión interna y presión externa, y además involucra una operación unitaria muy importante para cualquier tipo de planta de proceso que es la transferencia de calor.

Hemos tratado de enumerar a lo largo de este capítulo las principales consideraciones hechas para el cálculo y factores que determinan el diseño adecuado de los recipientes, como por ejemplo: condiciones de diseño, dimensiones básicas, selección de materiales, eficiencia de juntas soldadas, corrosión, etc., y aunando todas estas consideraciones presentamos los resultados y requerimientos generales para el múltiple efecto.

### 6.7.- BASES GENERALES DEL DISEÑO DEL MULTIPLE EFECTO

a) Presión de Diseño,

Para presión interna:  $P_d = P_{op} + 2.1 \text{ (Kg/cm}^2\text{)}$

Para presión externa:  $P_d = P_{op} \times 1.25$

Nota: se debe considerar la carga hidrostática se se requiere.

b) Temperatura de Diseño.

Máxima temperatura del metal de la parte en cuestión en condiciones de operación.

c) Materiales Seleccionados.

- Corazas, tapas, bridas, tubería de interconexión de vapor, silletas, ciclones y tanques flash. SA-283-C
- Espejos en general y secciones de fijación del espejo superior en evaporadores. Todas las partes del concentrador que estén en contacto con licor (excepto bridas). SA-240-316
- Fluxes SA-249-316
- Tubería en general (acero comercial) las mas comunes. SA-53 SA-106
- Accesorios soldados como codos, tes, reducciones etc. SA-234
- Unidades roscadas como coples. SA-105

d) Tipo de Juntas

Se diseñó de acuerdo al párrafo UW-12 (c) de la subsección B parte UW del código A.S.M.E. (ver tabla UW-12) sin radiografiado - total o por puntos.

- d.1) Juntas longitudinales: junta a tope doble  
limitaciones: ninguna E=0,7
- d.2) Juntas circunferenciales: junta a tope --  
simple con placa de respaldo.  
limitaciones; se usan para uniones de has



ta 16 mm (5/8") de espesor E=0.65

d.3) Juntas circunferenciales: Junta a tope simple sin placa de respaldo

Limitaciones: se usan para uniones de no mas de 16mm (5/8") de espesor y hasta 610 mm (24") de diámetro externo E=0.6

d.4) Las uniones en las boquillas serán de penetración completa.

e) Ninguna boquilla deberá de caer en cordones de soldadura a menos que se cumplan con todos los requerimientos para agujeros reforzados (ver UW-14).

f) Ninguno de los equipos requiere relevado de esfuerzos.

g) Los barrenos de las bridas quedarán simétricamente distribuidos con respecto a los ejes normales del equipo sin coincidir con ellos.

h) Margen por corrosión

Para acero al carbón 3.18 mm (1/8 in)

Para acero inoxidable no dimos margen por corrosión

i) Empaques: Garlok 7021 placas de asbesto comprimido

j) Aislamiento: Lana mineral con acabado asfáltico

k) Tuberías y Boquillas

- |   |                                     |
|---|-------------------------------------|
| - Vapor vivo, condensados, licor negro                                  | cédula 40 (Std)                     |
| - Boquillas y líneas de vapor, entradas y salidas de ciclones           | 6.35 mm (1/4 in)<br>SA-238-C        |
| - Boquillas de salidas de condensados del concentrador, efecto II y II' | cédula 10 (Std)<br>acero inoxidable |
| - Tubería de agua   | estándar                            |

## 1) Espesor y Tipos de Bridas

Todas las bridas deberán cumplir con las dimensiones y atornillado estándar de las bridas slip-on para 10.54 Kg (150 lb) con cara realzada (A.N.S.I. B 16.5) pero serán de un espesor menor por razones de economía y de acero carbón SA-283-C. Se hizo un cálculo de los espesores como si fueran tapas planas que producen momentos para redondear los espesores a nuestras condiciones.

Tabla 6.1: Espesores de bridas.-

Diámetro Nominal			Espesor				
mm		in	mm		in		
12.7	a	38.1	1/2	a	1 1/2	12.7	1/2
50.8	a	101.6	2	a	4	15.87	5/8
127	a	355.6	5	a	14	19	3/4
407	a	559	16	a	22	25.4	1
610	a	864	24	a	34	38.1	1 1/2
915	a	1067	36	y	42	50.8	2

## 6.8.- RESULTADOS DE LOS EVAPORADORES (T.L.V.) (PLANO III)

$A=900m^2$      $Nt=772$      $DE=50.8mm$  (2") 16 BWG

### a) Generalidades:

Los efectos II, III y IV fueron diseñados con las condiciones más drásticas de presión interna en la coraza y el domo de estos, - que son las del efecto II, por lo que los espesores de corazas, tapas y transiciones así como las dimensiones básicas y accesorios en general son los mismos, lo único que cambia son las dimensiones de las boquillas de las que hablaremos mas adelante.

Los efectos V y VI fueron diseñados con las condiciones más - drásticas de presión externa que son las del efecto VI, por lo que los espesores de estos son ligeramente diferentes a los de los evaporadores calculados por presión interna. Tambien cambian algunas de las dimensiones básicas, esencialmente en domos, corazas de expansión de vapor y longitud de la coraza de fijación de la tapa superior. Entre estos tambien solo cambian las dimensiones de las boquillas.

Como vemos básicamente se diseñaron dos evaporadores, por lo que es conveniente explicar las diferencias principales entre ellos, que son los espesores para lo cual mostraremos una tabla mas adelante.

El plano III nos muestra todas las dimensiones, accesorios y detalles que tienen los evaporadores. Se numeraron las partes, que son comunes en todos los cuerpos y al hacer la comparación entre -- los diseños a presión y vacío, solamente cambiarán las dimensiones de las partes especificadas, todas las demás serán iguales.

El plano III muestra el diseño del efecto II, por lo que el -

cuadro de boquillas es solamente para este cuerpo, pero la nomenclatura utilizada nos sirve para especificar las dimensiones de las boquillas de todos los efectos para lo cual presentamos un cuadro. - Los materiales y especificaciones de las boquillas serán los mismos que para el efecto II excepto que la salida de condensados de este efecto y de el cuerpo de repuesto serán de acero inoxidable Ced. 10 y para los demás de acero comercial Ced. 40.

Las dimensiones de la lista de partes corresponden a el efecto II, que son iguales para los evaporadores a presión y las diferencias con los evaporadores a vacío serán como dijimos anteriormente las especificadas en la tabla correspondiente.

El cuerpo de repuesto (II') será idéntico al II.

b) Datos de diseño

Evaporadores a presión

	P.op. (Kg/cm <sup>2</sup> )	Pd (Kg/cm <sup>2</sup> )	Td=T.op. (°C)
Coraza	2	4.1	130
Domo	0.68	2.8	110.2

Evaporadores a vacío

	P.op. (Kg/cm <sup>2</sup> )	Pd (Kg/cm <sup>2</sup> )	Td=T.op. (°C)
Coraza	0.62	0.77	57.1
Domo	0.72	0.9	38.09

Se consideró carga hidrostática por el peso del licor para las tapas inferiores.

El esfuerzo máximo permisible (S) para el acero al carbón SA-283-C (-29 a 345 °C) es 890 Kg/cm<sup>2</sup>

El esfuerzo máximo permisible para el acero inoxidable en el rango de temperaturas del efecto II está entre 1216 Kg/cm<sup>2</sup> y -----

1202Kg/cm<sup>2</sup>. Para vacío se utiliza la gráfica correspondiente.

Tabla 6.2: CUADRO DE BOQUILLAS DEL EFECTO II.-

CANT.	SERVICIO	D.nom. (mm)	D.nom.(in)	CUELLO	MATERIAL
A 1	Salida de va por	457	18	PL (6.35mm) (1/4")	SA-283-C
B 1	Entrada de - vapor	305	12	Ced. 40	SA-53-B
C 1	Bajada de li cor	204	8	Ced. 40	SA-53-B
D 1	Entrada de - licor	153	6	Ced. 40	SA-53-B
E 1	Salida de -- condensados	77	3	Ced. 10	a.inox.
F 2	Registro de hombre	508	20	PL (9.5mm) (3/8")	SA-283-C
G 2	Venteos	77	3	Ced. 40	SA-53-B
H 1	Drene, llena do y lavado	50.8	2	Ced. 40	SA-53-B

Notas:

(1) El cuello de la boquilla E (salida de condensados) será de acero inoxidable Ced. 10 solamente para los efectos II y II', y -- para todos los demás efectos será de acero comercial (A.C.) Ced. - 40.

(2) Las bridas de las boquillas deberán tener las dimensiones - y espesores especificados en el punto anterior (tabla 6.1)

(3) Boquillas de vapor vivo Ced. 40

(4) Boquillas de vapor producido PL 6.35mm (1/4") en general -- R=63.5mm X 9.5mm de espesor (2 1/2" X 3/8") refuerzos de las boqui  
llas A y B.

R=102mm X 9.5mm de espesor (4" X 3/8") refuerzos de las boqui--

llas F.

Tabla 6.3.- LISTA DE PARTES DEL EFECTO II.-

No.	DESCRIPCION	CANT.	DIMENSION	MATERIAL
1	Tapa superior -- (T.S.) torief. - L=D r=6%L	1	PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
2	Oreja de izaje - tapa sup.	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
3	Bridas tapa sup.	2	PL 63.5mm (2 1/2")	SA-283-C
4	Coraza de fija-- ción brida sup.	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
5	Transición to--- riesf. L=D y --- r=10%L	2	PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
6	Orejas de izaje	2	PL 25.4mm (1")	SA-283-C
7	Coraza domo	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
8	Mirillas	2	102mm (4") separa- ción c/c 508mm --- (20")	cristal pyrex
9	Placa de datos	1	PL 3.17mm (1/8")	SA-283-C
10	Deflector de va- por tapa toriesf. L=D r=6%L	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
11	Silletas	4	Base PL 31.75mm -- (1 1/4"), cuchillas PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
12	Coraza de exp. de vap.	1	PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
13	Tapa fijación es- pejo sup. toriesf. L=D y r=6%L	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-240-316
14	Coraza de fijación espejo sup. derrame de licor	1	PL 6.35mm (1/4")	SA-240-316
15	Espejos	2	PL 50.8mm (2")	SA-240-316
16	Transición coraza exp. de vap. L=D - r=10%L	1	PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
17	Drene a coraza	2	Coples 25.4mm (1") (3000 lb)	SA-105-I

No.	DESCRIPCION	CANT.	DIMENSION	MATERIAL
18	Coraza inf. (1931 mm)	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
19	Orejas de izaje T.I.	2	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
20	Reg. nivel de cond.	1	D (559x19mm) 22"x3/4")	crystal pyrex
21	Tubos	772	DE 50.8mm (2") 16 BWG	SA-249-316
22	Bridas tapa inf.	2	63.5mm (2 1/2")	SA-283-C
23	Tapa inf. (T.I.)	1	12.7mm (1/2")	SA-283-C
24	Reg. de mano	2	c/tapón macho 25.4 mm (1") D = 152.4mm (6") PL 19mm (3/4")	SA-105-I SA-283-C
25	Orejas de izaje (T.I.)	2	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
26	Coples reg. nivel	2	D.nom. 19mm (3/4")	SA-105-I

c) DETALLES EN EL PLANO DEL EVAPORADOR

detalle I: Fijación de tubos al espejo:

Dos ranuras de 3.17mm de ancho por 0.4mm de profundidad (1/8" x -- 1/64").

Zona de rolado de tubos, espesor del espejo menos 3.18mm=47mm (1 - 7/8").

Proyección del tubo fuera del espejo 3.18mm (1/8).

Detalle II: Soldadura del espejo inferior:

Hacer bise del 12.7mm (1/2") sobre el espejo y llenar con soldadura y proyectar un filete de 12.7mm (1/2") sobre el espejo.

Detalle III: Fijación del espejo superior:

La tapa de fijación y su coraza serán de acero inoxidable SA-240-316 y estará proyectada 102mm (4") fuera de la transición soldada a la coraza de expansión de vapor. Se soldará con a. inox.

Detalle IV: Transición de espesores:

En los lugares donde haya diferencia de espesor al soldar se hará una transición de  $L=3Y$ ,  $Y$ =dif. entre espesores.

Detalle V: Soldaduras a tope V simple y V doble:

V simple: J. circunf. para placas de 9.5mm  $N=S=1.5$ mm para placas de 12.7mm  $N=S=3.18$ mm

V doble J. long. para placas de hasta 9.5mm  $N=S=1.5$ mm para placas - de 12.7mm  $N=S=3.18$ mm

El ángulo formado entre los biseles de las placas será de  $60^\circ$

S = Separación en la base

N = Nariz en la unión biselada

d) Detalle de registros

de hombre: Todos los registros de hombre de los evaporadores tendrán una tapa plana de 25.4mm (1") de espesor. Las dimensiones del diámetro del círculo de tornillos y diámetro externo de la tapa --- coincidirán con los de la brida correspondiente para un diámetro no minal de 508mm (20"). El espesor del cuello de la boquilla será de 9.5mm (3/8") y están proyectados fuera de la coraza 153mm (6") todas las partes serán de acero al carbón SA-283-C

e) Detalle de las tapas de los evaporadores (faldón-76mm (3"))

Los detalles de las tapas y sus dimensiones serán los mismos en todos los evaporadores, lo único que cambiará serán los espesores entre los de presión y los de vacío.

Nomenclatura:

T.S. = tapa superior

T.I. = tapa inferior



D.E.T. = diámetro externo de la tapa

D.I.B. = diámetro interno de la brida

D.C.B. = diámetro del círculo de barrenos

D.E.B. = diámetro externo de la brida

db = diámetro de los tornillos

B = separación entre el centro de los tornillos (c/c)

N = número de tornillos

h. aprox. = altura aproximada de las tapas sin faldón.

	D.E.T.		D.I.B.	D.C.B.	D.E.B.	db	N	B	h.aprox.
	mm	in	mm	mm	mm	mm	mm	mm	mm
T.S.	2134	84	2140	2229	2293	31.75	88	79.5	362
T.I.	1931	76	1937	2026	2090	31.75	80	79.5	327

f) Tabla 6.4.- CUADRO GENERAL DE BOQUILLAS DEL MULTIPLE EFECTO

EFECTO	II		III		IV		V		VI	
	D.nom.		D.nom.		D.nom.		D.nom.		D.nom.	
	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in
A	457	18	457	18	762	30	915	36	1067	42
B	305	12	457	18	610	24	762	30	915	36
C	204	8	204	8	204	8	254	10	254	10
D	153	6	153	6	204	8	204	8	204	8
E	77	3	77	3	77	3	77	3	77	3
F	508	20	508	20	508	20	508	20	508	20
G	77	3	77	3	77	3	77	3	77	3
H	50.8	2	50.8	2	50.8	2	50.8	2	50.8	2

Materiales especificados en el cuadro de boquillas del efecto II, tabla 6.2.

Dimensiones y espesores de bridas especificados en la tabla - 6.1.

## g) DIFERENCIAS ENTRE EVAPORADORES A PRESION Y VACIO

Como ya dijimos, los accesorios internos y externos, espejos, reg. de hombre, accesorios en tapas, drenes, etc., serán iguales, - lo que cambiará serán las dimensiones de las boquillas (tabla 6.4) y los espesores de tapas, corazas y transiciones.

De esto haremos un cuadro comparativo donde mostraremos los - espesores fundamentales del múltiple efecto. Los materiales serán los mismos.

Refiriendonos al plano III y su lista de partes (tabla 6.3)

Evaps. a presión (II,II',III,y IV):	Evaps. a vacío (V y VI)
domo = 2540 mm (100")	Ef. V domo=3048mm (120")
Coraza de expansión de vapor=2134mm (84")	Ef. VI domo=3302mm (130")
	corazas de expansión de vapor = 2286mm (90")

Tabla 6.5: CUADRO COMPARATIVO DE ESPESORES.-

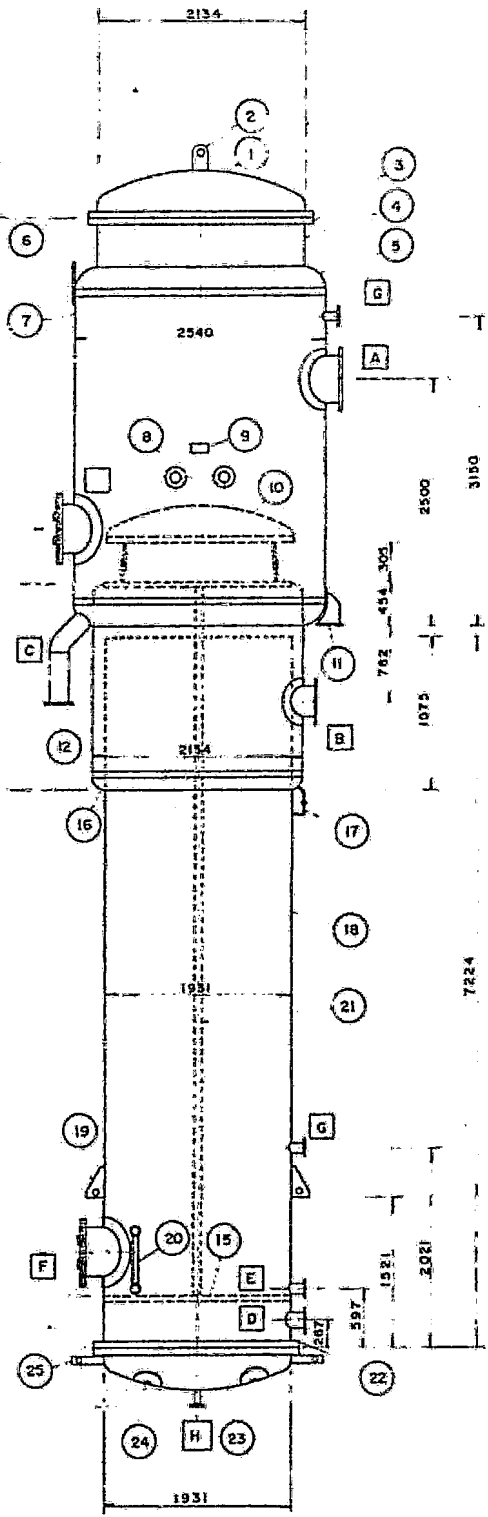
No.	DESCRIPCION	PRESION		VACIO	
		mm	in	mm	in
1	Tapa superior L=D r=6%L	12.7	1/2	9.5	3/8
4	Coraza fijación brida superior	9.5	3/8	9.5	3/8
5	Transición toriesférica L=D y r=10%L	12.7	1/2	12.7	1/2
7	Coraza, domo	9.5	3/8	12.7	1/2
12	Coraza de expansión de vapor	12.7	1/2	9.5	3/8
13	Tapa fijación espejo - sup. L=D y r=6%L (toriesf)	9.5	3/8	6.35	1/4
14	Coraza de fijación esp. sup. derrame de licor	6.35	1/4	6.35	1/4
16	Transición a coraza de - exp. de vap. L=D y r=10%L (toriesf)	12.7	1/2	9.5	3/8
18	Coraza inf. (1931mm)	9.5	3/8	12.7	1/2
23	Tapa inferior (T.I)	12.7	1/2	9.5	3/8

12890  
 5128  
 1448  
 3048  
 3048  
 503,500,451

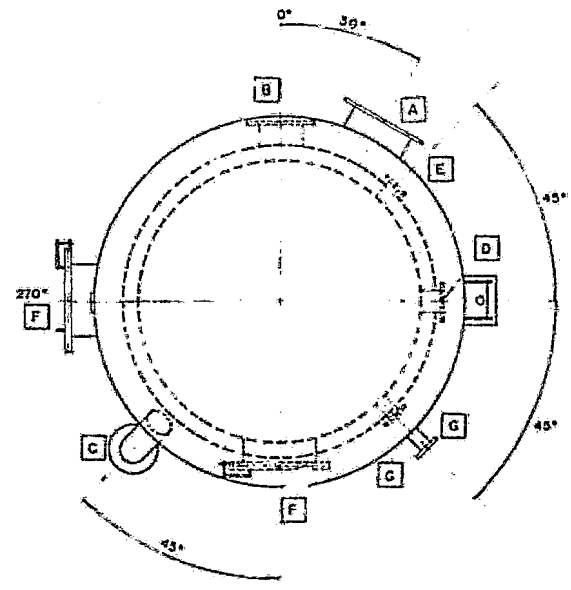
LONGITUD DE TUBOS, 7316  
 LONG. ESPEJO A ESPEJO, 7309

3,18  
 1600  
 1500

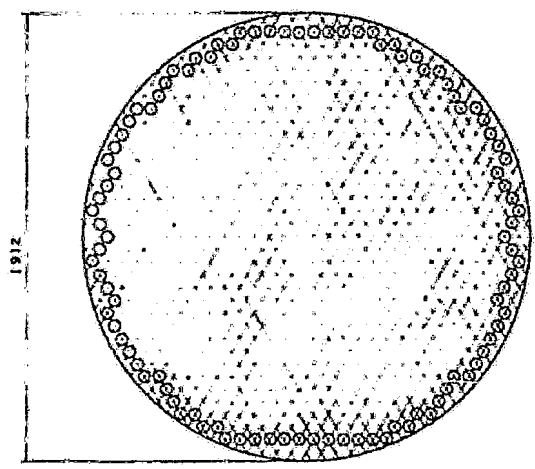
3,18  
 300



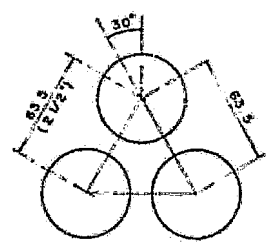
ELEVACION  
 ESC: 1/30



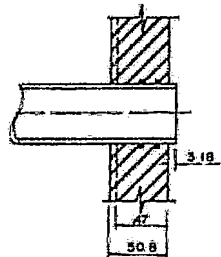
ORIENTACION DE BOQUILLAS  
 ESC: 1/20



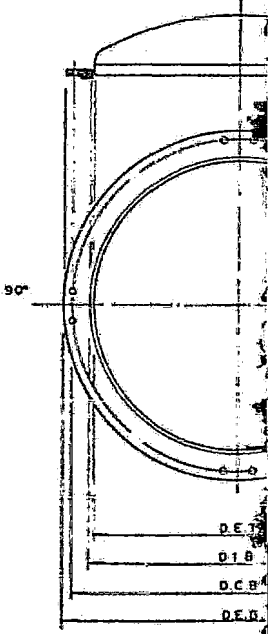
DETALLE DE ESPEJOS  
 ESC: 1/125



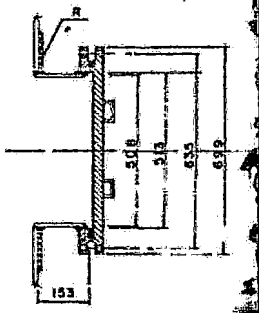
DETALLE TIPO DE PASO  
 ESC: SIN



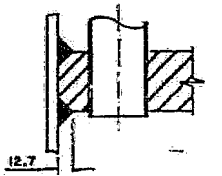
DETALLE - I  
 ESC: SIN



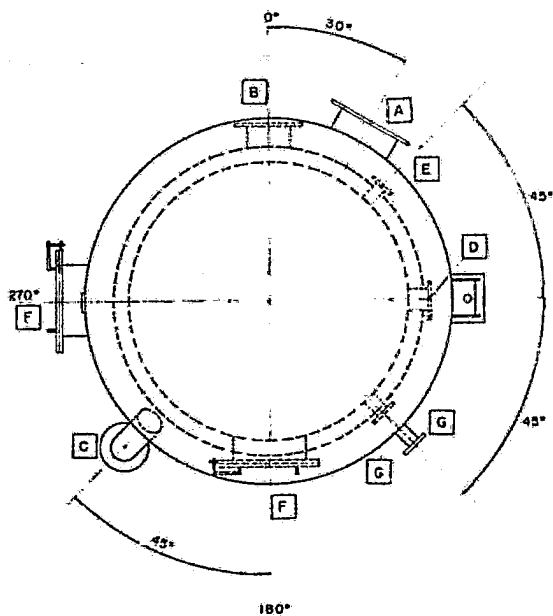
DETALLE TAPA SUPERIOR



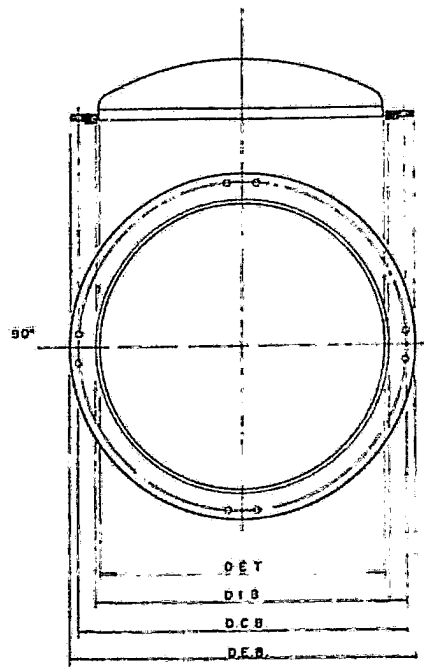
DETALLE F



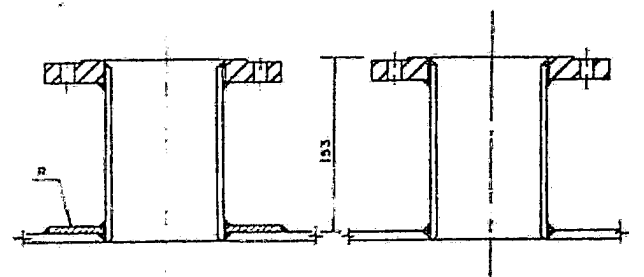
DETALLE - II  
 ESC: SIN



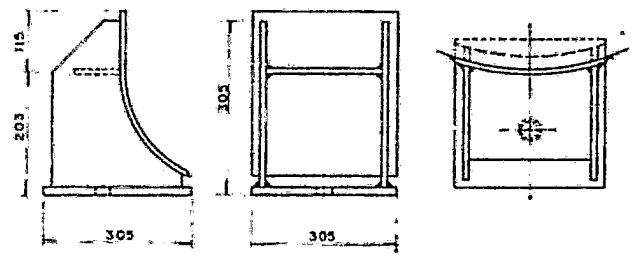
**ORIENTACION DE BOQUILLAS**  
ESC 1/20



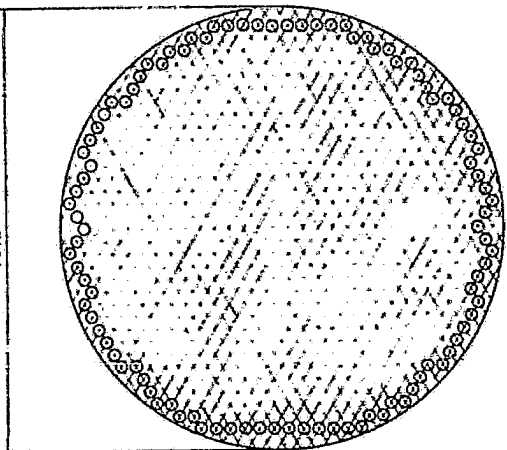
**DETALLE TAPA SUPERIOR E INFERIOR**  
ESC SIN



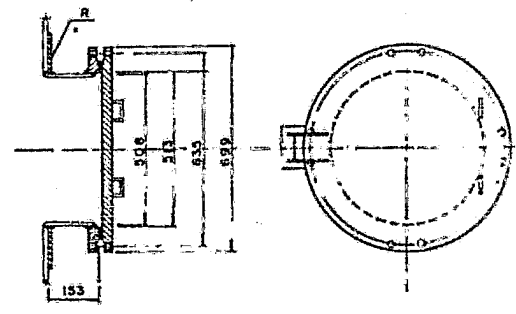
**DET. DE BOQUILLAS A y B**      **DET. DE BOQUILLAS C, D, E, G y H**  
3/4 E      3/4 E



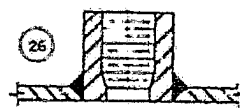
**II DETALLE TIPO DE SILLETAS**  
ESC SIN



**DETALLE DE ESPEJOS**  
ESC 1/125



**F DETALLE REGISTRO DE HOMBRE**  
ESC SIN



**DETALLE COPLES**  
ESC SIN



**DETALLE - IV**  
ESC SIN

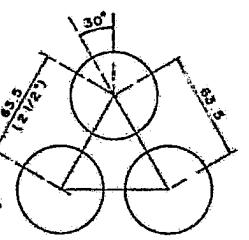


V SIMPLE  
J CIRCUNF

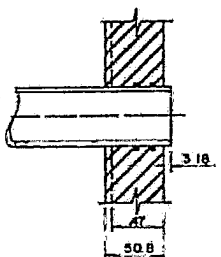


V DOBLE  
J LONG

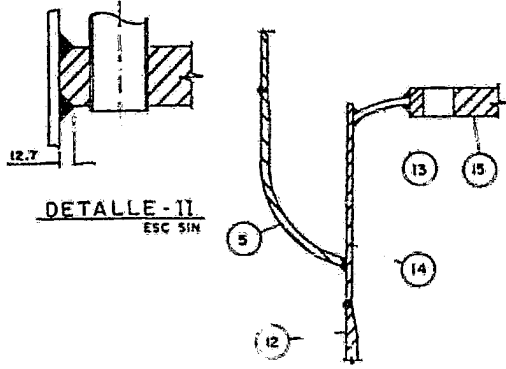
**DETALLE - V**  
3/4 E



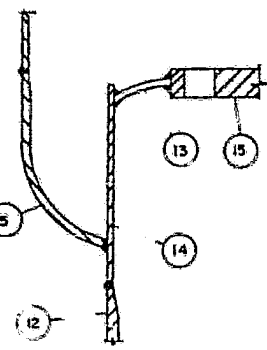
**DETALLE TIPO DE PASO**  
ESC - SIN



**DETALLE - I**  
ESC - SIN



**DETALLE - II**  
ESC SIN



**DETALLE - III**  
ESC SIN

PLANO	TESIS PROFESIONAL		
	III		
FO 83	EVAPORADOR T.L.V. (EF. II)		
UNAM	ESCALA INDICADA	ACOT mm	FECHA.

## 6.9.- RESULTADOS DEL CONDENSADOR DE SUPERFICIE (PLANO IV)

$$A = 900 \text{ m}^2 \quad N_t = 1^{\text{F}}44 \quad DE = 25.4 \text{ mm (1"')} \quad 16 \text{ BWG}$$

a) Datos de diseño:

	P.op. (kg/cm <sup>2</sup> )	Pd (Kg/cm <sup>2</sup> )	Td=T.op. (°C)
coraza	0.726	0.9	38.09
lado tubos	0.89	3	35

## b) TABLA 6.6: CUADRO DE BOQUILLAS DEL CONDENSADOR DE SUPERFICIE.-

	CANT.	SERVICIO	D.nom. (mm)	D.nom. (in)	CUELLO	MATERIAL
A	1	Entrada de vapor	1067	42	PL 6.35 mm (1/4")	SA-283-C
B	1	Registro de -- hombre	508	20	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
C	1	Salida gases - incond. a sist. de vacío	204	8	Ced. 40	SA-53-B
D	1	Salida de condensados	76.2	3	Ced. 40	SA-53-B
E	2	Entrada y salida de agua de enfriamiento	356	14	Ced. 40	SA-53-B

Para dimensiones y espesores de las bridas ver tabla 6.1

R=76.2mm X 9.5mm de espesor (3" X 3/8") refuerzo de la boquilla

A.

## c) TALBA 6.7 LISTA DE PARTES DEL CONDENSADOR DE SUPERFICIE

No.	DESCRIPCION	CANT.	DIMENSION	MATERIAL
1	Tapa superior toriesf. L=D y r=6%L	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
2	Bridas fijación tapa	4	PL 50.8mm (2")	SA-283-C
3	Reg. de mano tapa sup. D.nom. 6" (macho y hembra)	2	PL 19mm (3/4")	SA-283-C

No.	DESCRIPCION	CANT.	DIMENSION	MATERIAL
4	Venteos tapa Sup.	2	Coples 30001b D.nom. 25.4mm (1")	SA-105-I
5	Coraza de expansión de vapor	1	PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
6	Transiciones a C.E.V. toriesf. L=D r=10%L	2	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
7	Envolvente	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
8	Placa de choque, media circunferencia	1	PL 6.35mm (1/4") h=D=1524mm (60")	SA-283-C
9	Placa de Datos	1	PL 3.18mm (1/8")	SA-283-C
10	Silletas	4	Base PL 25.4mm (1") Cuchillas PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
11	Tapa plana reg. hombre	1	PL 25.4mm (1")	SA-283-C
12	Espejos	2	PL 25.4mm (1")	SA-240-316
13	Tubos	1544	DE 25.4mm (1") 16BWG	SA-249-316
14	Tapa inferior toriesf. L=D r=6%L	1	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
15	Reg. mano t. inf. D.nom. 6" (macho y hembra)	3	PL 19mm (3/4")	SA-283-C
16	Drenes tapa inf.	3	Coples 30001b D.nom. 25.4mm (1")	SA-105-I
17	Placa de partición en tapa	2	PL 12.7mm (1/2")	SA-283-C
18	Placa de partición en espejo	2	PL 9.5mm (3/8")	SA-283-C
19	Empaques		Asbesto comprimido	

d) DETALLES EN EL PLANO DEL CONDENSADOR DE SUPERFICIE (PLANO IV)

Detalle I: Fijación de tubos al espejo:

Dos ranuras de 3.17mm de ancho por 0.4mm de profundidad (1/8" - X 1/64").

Zona de rolado de tubos, espesor del espejo menos 3.18=22.22mm --- (7/8").

Proyección del tubo fuera del espejo 3.18mm (1/8")

Detalle II: Ensamble de tapas:

La placa de partición de la tapa será de 12.7mm (1/2") y tendrá una ranura que pasará de 9.5mm a 6.35mm y 6.35mm de profundidad (3/8" a 1/4" y 1/4")

La placa de partición sobre el espejo será de 9.5mm (3/8") -- que estará biselada hasta 6.35mm (1/4") en su extremo. El empaque será de 6.35mm X 6.35mm (1/4" X 1/4").

Los espejos tendrán un bisel de 6.35mm (1/4") de ambos lados para fijación a la coraza con soldadura.

Detalle III: Tapas del Condensador de Superficie:

D.I.T. = Diámetro interno de la tapa = 1423mm (56")

D.E.T. = Diámetro externo de la tapa = 1442mm

D.I.B. = Diámetro interno de la brida = 1448mm

D.C.T. = Diámetro del círculo de tornillos = 1537mm

D.E.B. = Diámetro externo de la brida = 1600mm

db = Diámetro del tornillo = 31.75mm

N = Número de tornillos = 60

B = Separación entre el centro de los tornillos (c/c) = 80.26  
mm

T = Espesor de la brida = 50.8mm

h. aprox. = altura aproximada de la tapa = 318mm

LONG TUBOS 7316

LONG ESP A ESP 7309

318

450

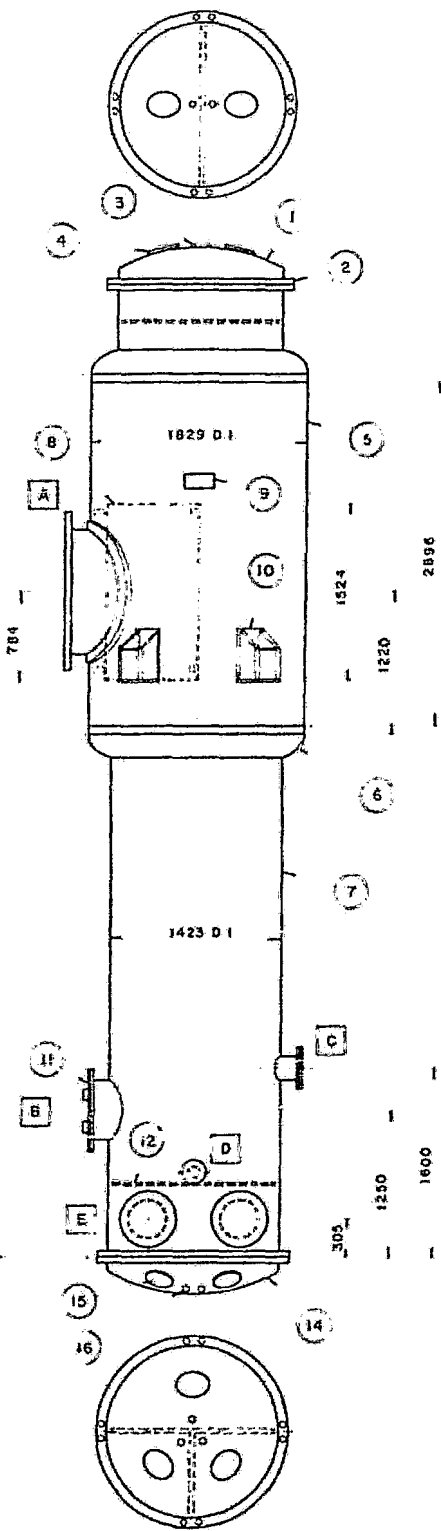
3048

3804

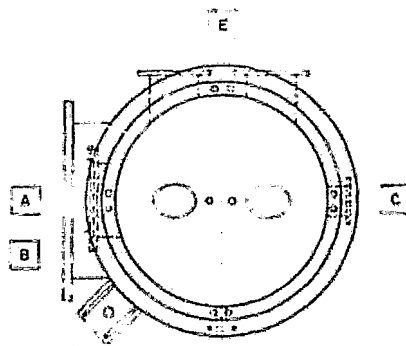
318

610

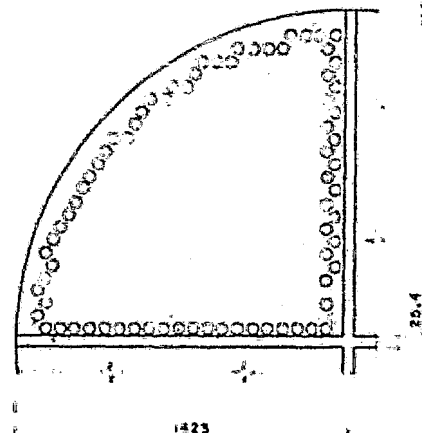
305



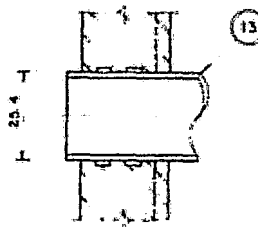
**ELEVACION**  
ESC 1:25



**ORIENTACION REAL  
DE LAS BOQUILLAS**  
ESC 1:20

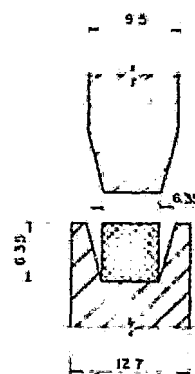


**DETALLE DE ESPEJOS  
(CORTE DE 1 CUADRANTE)**  
S/E



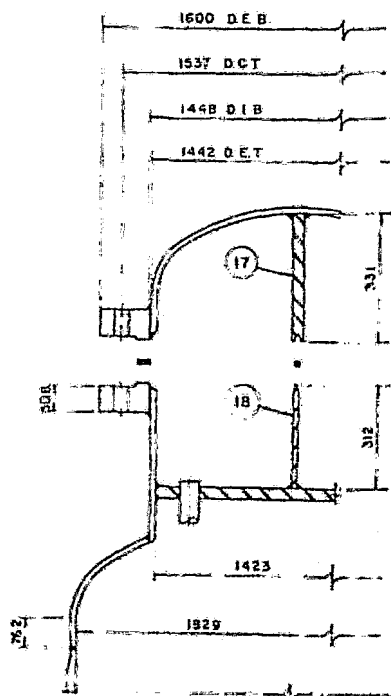
25.4

**DET. I**  
S/E

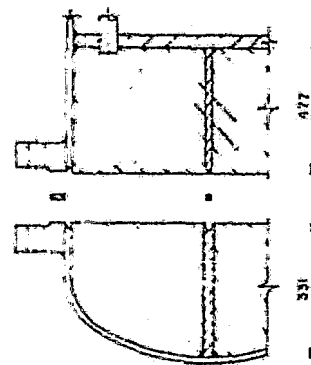


95  
6.35  
127

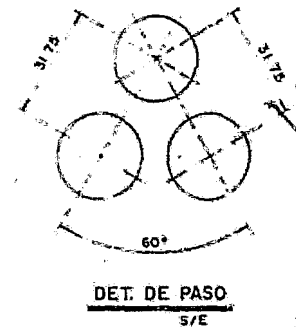
**DET II**  
S/E



**DETALLE DE ENSAMBLE  
DE T. SUP.**  
S/E

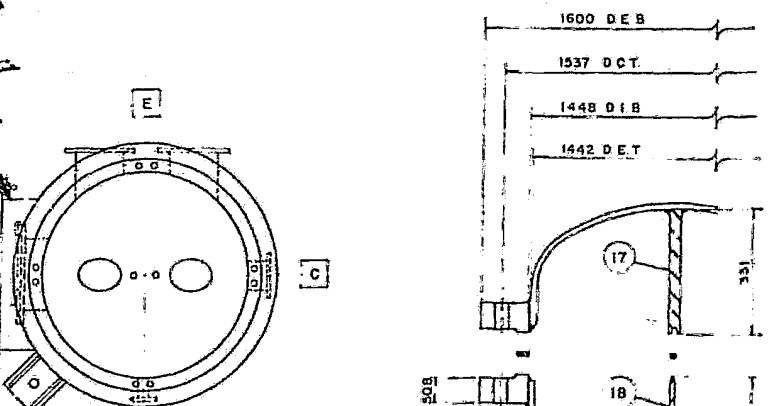


**DETALLE DE ENSAMBLE  
DE T. INF.**  
S/E

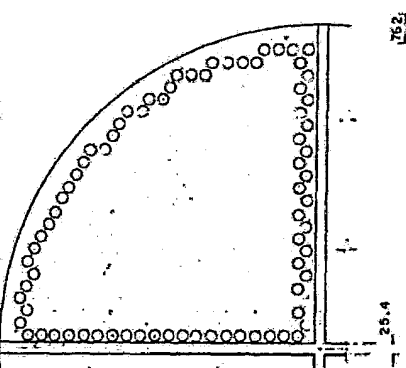


**DET. DE PASO**  
S/E

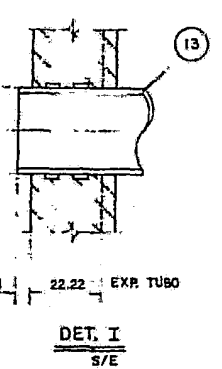




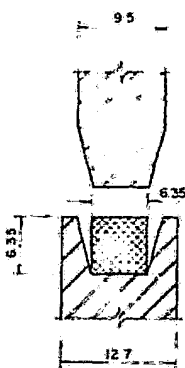
45°  
**ORIENTACION REAL  
DE LAS BOQUILLAS**  
ESC. 1:20



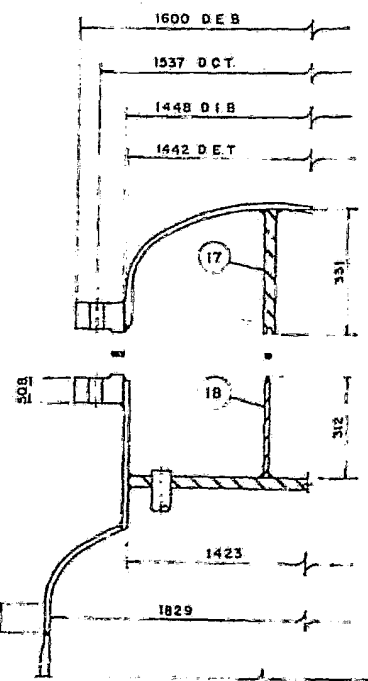
**DETALLE DE ESPEJOS  
(CORTE DE 1 CUADRANTE)**  
S/E



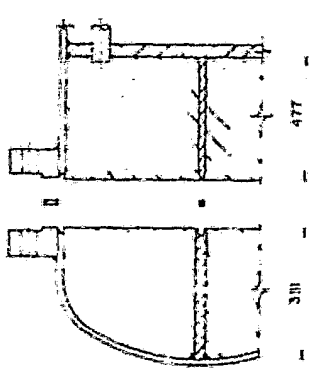
**DET. I**  
S/E



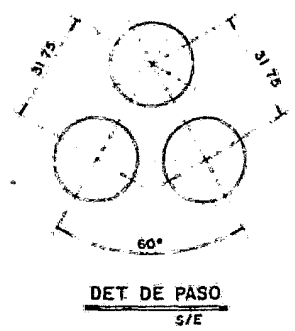
**DET. II**  
S/E



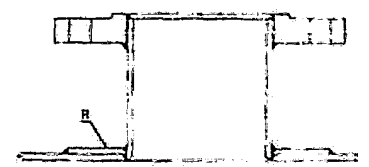
**DETALLE DE ENSAMBLE  
DE T. SUP.**  
S/E



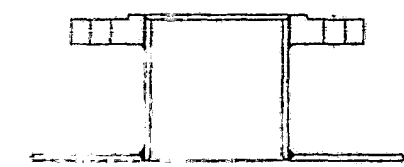
**DETALLE DE ENSAMBLE  
DE T. INF.**  
S/E



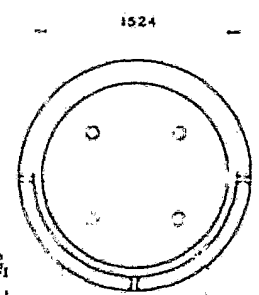
**DET. DE PASO**  
S/E



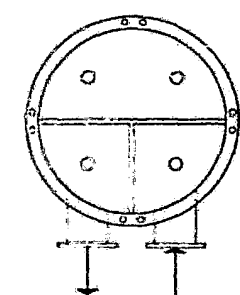
**DET BOQ A**  
S/E



**DET BOQ B, C  
D y E**  
S/E



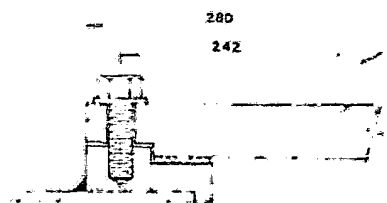
**DET PLACA DE CHOQUE**  
S/E



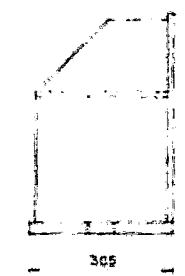
**DET. DE PASOS**  
S/E



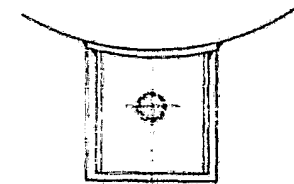
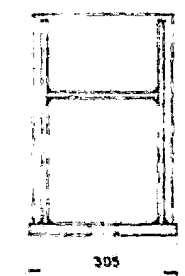
**DET DE COPLES**  
S/E



**REG DE MÃO**  
S/E



**DET SILLETAS**  
S/E



**DET SILLETAS**  
S/E

PLANO	TESIS PROFESIONAL		
IV	CONDENSADOR DE SUPERFICIE		
F O 83	GRISI F. EDUARDO Y REDONDO A. JORGE		
U N A M	ESC INDIC	ACOT MM	FECHA

## 6.10.- RESULTADOS DEL CONCENTRADOR (PLANO V).-

$$A = 110\text{m}^2 \quad N_t = 152 \quad DE = 31.75 \text{ mm (1 1/4" ) 16 BWG}$$

a) Datos de Diseño:

	P.op. (Kg/cm <sup>2</sup> )	Pd(Kg/cm <sup>2</sup> )	Td= T.op. (°C)
calentador	3	5.1	141.09
domo	0.36	2.47	103.2

b) Tabla 6.8: CUADRO DE BOQUILLAS DEL CONCENTRADOR.-

	CANT.	SERVICIO	D.nom.(mm)	D.nom. (in)	CUELLO	BRIDA-MATERIAL
A	1	Entrada de va por	203.2	8	Ced. 40	II SA-53-B
B	1	Salida de li- cor del calen- tador	305	12	3.18mm (1/8")	I SA-240-316
C	1	Salida de con- densados	63.5	2.5	Ced. 10	II a. inox.
D	1	Entrada de li- cor al calen- tador	305/610	12/24	3.18mm (1/8")	I SA-240-316
E	1	Entrada de li- cor al concen- trador	153	6	3.18mm (1/8")	I SA-240-316
F	1	Salida de li- cor del con- centrador	102	4	3.18mm (1/8")	I SA-240-316
G	1	Registro de - hombre	508	20	3.18mm (1/8")	I SA-240-316
H	1	Salida de va- por	458	18	3.18mm (1/8")	I SA-240-316

Para dimensiones y espesores de las bridas ver tabla 6.1.

Todas las boquillas del concentrador que estén en contacto -

con el licor lo que incluye conos, codo, pierna de recirculación, niples de unión, serán de acero inoxidable por encontrarse este a tan alta concentración, y serán de placa de 3.18mm (1/8") ----- SA-240-316.

c) TABLA 6.9: LISTA DE PARTES DEL CONCENTRADOR

No.	DESCRIPCION	CANT.	DIMENSION	MATERIAL
1	Tapas del domo toriesf. $L=D$ $r=10\%L$	2	PL 4.76mm (3/16")	SA-240-316
2	Domo de vapor	1	PL 4.76mm (3/16")	SA-240-316
3	Deflector de vap. tapa toriesf. $L=D$ $r=6\%L$	1	PL 4.76mm (3/16")	SA-240-316
4	Placa de choque licor	1	PL 4.76mm (3/16")	SA-240-316
5	Sillettas domo vap.	4	Base 19mm (3/4") Cuchillas y respaldo 12.7mm (1/2")	SA-283-C
6	Pierna de recirculación de licor	1	PL 3.18mm (1/8")	SA-240-316
7	Junta de expansión	1	Std 508mm (20")	Astm. tipo 304 L (a. inox.)
8	Codo radio largo - $R=30"$	1	PL 3.18mm (1/8")	SA-240-316
9	Junta de expansión	1	Std 305mm (12")	Astm. tipo 304 L (a. inox.)
10	Niple de ajuste	1	PL 3.18mm (1/8")	SA-240-316
11	Cono de entrada al calentador	1	PL 3.18mm (1/8")	SA-240-316
12	Envolvente calentador	1	PL 4.76mm (3/16")	SA-240-316
13	Drene de coraza exp. vapor	2	Coples 3000lb 25.4mm (1")	SA-105-I
14	Sillettas calent.	4	Base 12.7mm (1/2") Cuchillas y respaldo 12.7mm (1/2")	SA-283-C
15	Coraza exp. vapor	1	PL 4.76mm (3/16")	SA-240-316

No.	DESCRIPCION	CANT.	DIMENSION	MATERIAL
16	Tapa plana calent.	1	PL 38.1mm (1 1/2")	SA-283-C
17	Venteo	1	Coples 3000lb 25.4mm (1")	SA-105-I
18	Espejo superior	1	PL 25.4mm (1")	SA-240-316
19	Tubos	152	31.75mm (1 1/4") 16 BWG 7315.2mm (24 ft)	SA-249-316
20	Espejo inferior	1	PL 25.4mm (1")	SA-240-316
21	Coples reg. nivel	2	25.4mm (1") 3000lb	SA-105-I
22	Reg. de nivel	1	h = 558mm (22") Std. D = 3/4"	vidrio pyrex.

d) Detalles en el Plano del Concentrador

Detalle I: Fijación de tubos al espejo:

Dos ranuras de 3.17mm de ancho por 0.4mm de profundidad -----  
1/8" X 1/64").

Zona de rolado de tubos, espesor del espejo menos 3.18 = ----  
22.22mm (7/8").

Proyección del tubo fuera del espejo 3.18mm (1/8")

Detalle II: La tapa plana del calentador y la del registro de  
hombre tendrán recubrimiento de acero inoxidable SA-240-316 de 2mm  
de espesor.

D.nom. = diámetro nominal

D.I.B. = Diámetro interno brida

D.C.T. = Diámetro del círculo de tornillos

D.E.B. = Diámetro externo de la tapa

	D.nom.		D.I.B.	D.C.T.	D.E.B.
	mm	in	mm	mm	mm
Tapa del calen- tador	762	30	769	915	985
Registro de -- hombre	508	20	513	635	699

Boquilla tipo I: cuello de acero inoxidable PL. 3.18mm (1/8") de espesor con ceja de 4.76mm (3/16") ambos de SA-240-316 para evitar el contacto de las bridas con el licor que serán de acero al carbón.

Boquilla tipo II: cuello de acero al carbón Ced. 40 con brida de acero al carbón soldada.

Nota: La boquilla de salida de condensados será del tipo II pero Ced. 10 y de acero inoxidable.

e) Detalle de las juntas de expansión:

D.nom. = Diámetro nominal

A = Longitud total de la junta de expansión

B = Diámetro externo de los pliegues en la junta

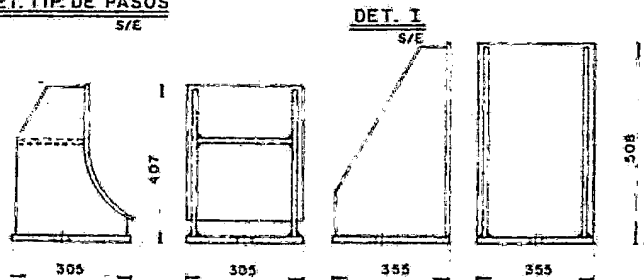
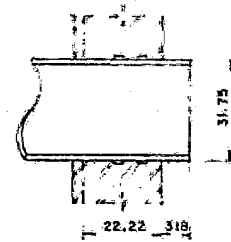
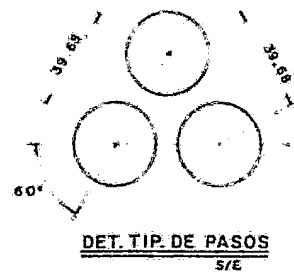
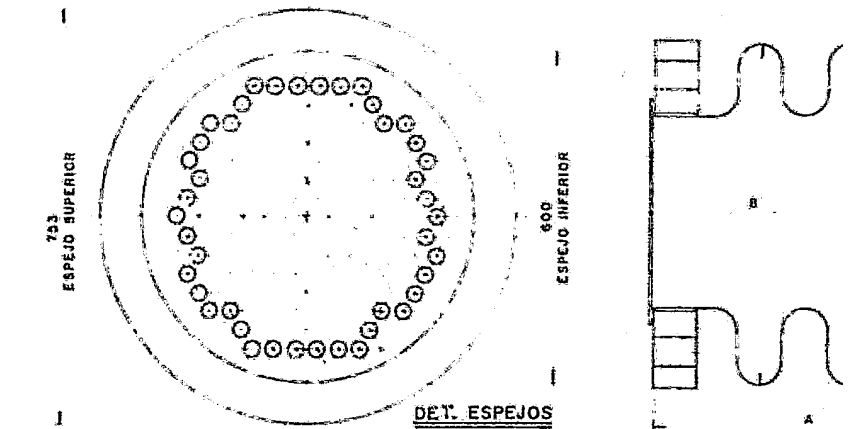
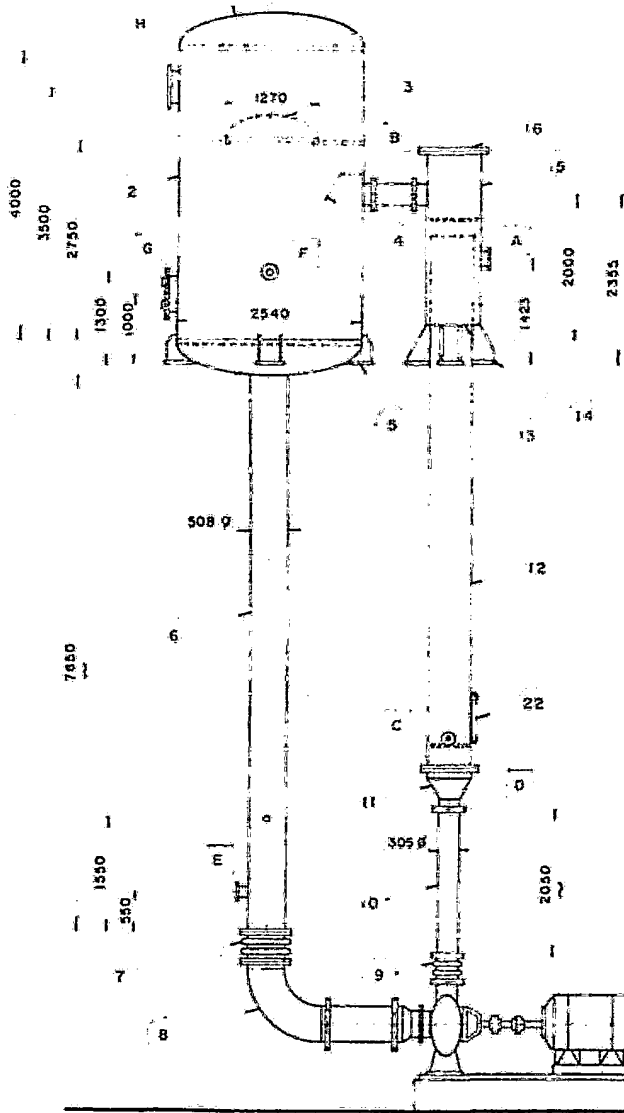
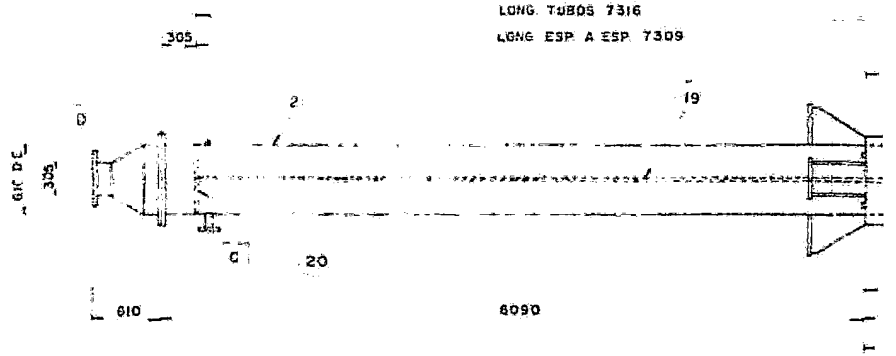
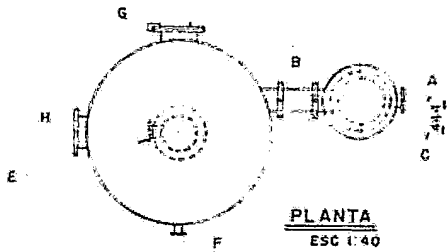
C = Diámetro interno de las bridas

D = Diámetro del círculo de tornillos

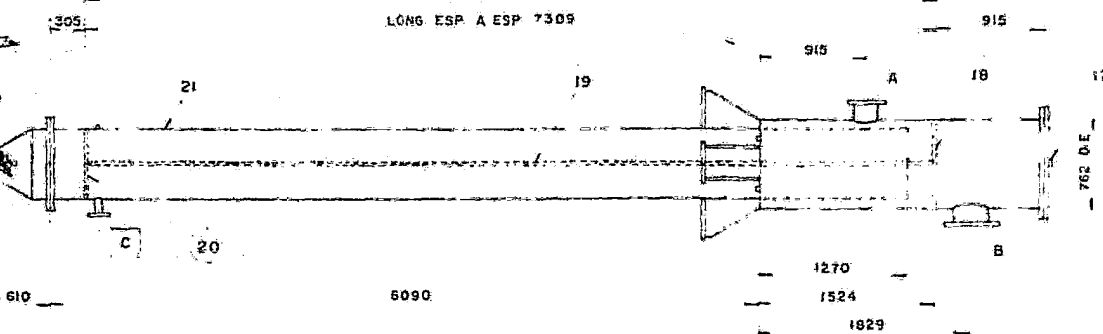
E = Diámetro externo de las bridas

D.nom.		A	B	C	D	E
mm	in	mm	mm	mm	mm	mm
305	12	321	466	328	362	483
508	20	356	651	513	635	699

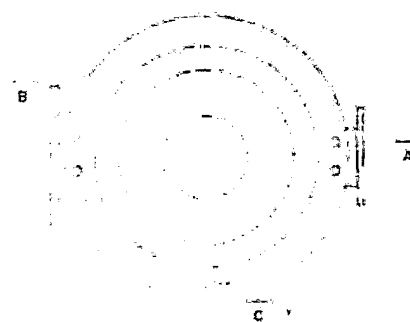
Las juntas de expansión serán de acero inoxidable.



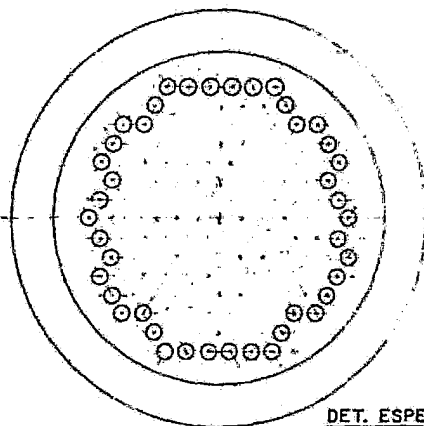
LONG. TUBOS 7316  
LONG. ESP. A ESP 7309



CALENTADOR  
ESC. 1:25

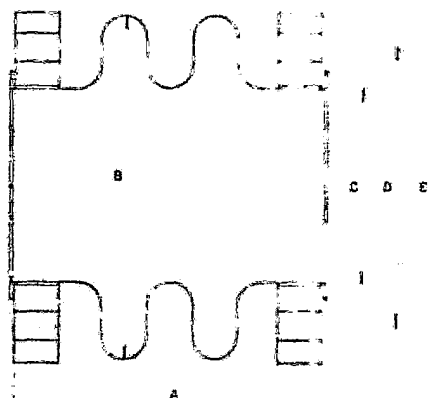


ORIENTACION REAL BOQS.  
ESC. 1:10

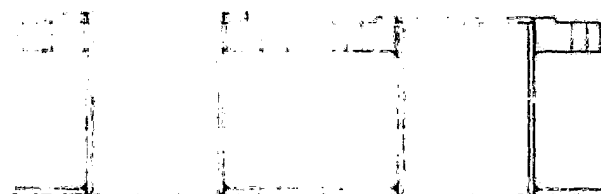


DET. ESPEJOS  
S/E

600  
ESPEJO INFERIOR

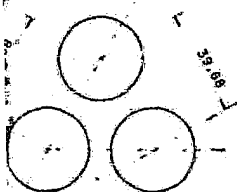


DET. J. DE EXPANSION  
S/E

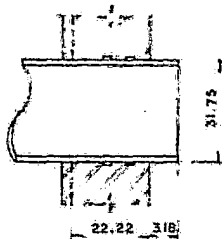


BOQ. TIPO I  
BRIDA SUELTA  
S/E

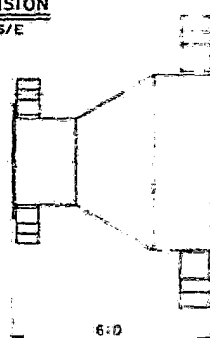
BOQ. TIPO II  
BRIDA SOLDADA  
S/E



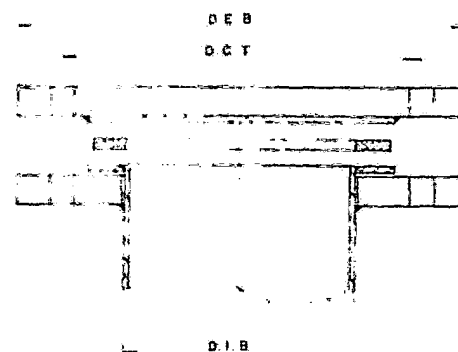
DET. TIP. DE PASOS  
S/E



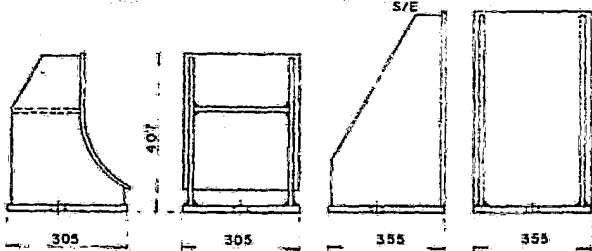
DET. I  
S/E



DET. DE CONOS  
S/E



DET. II  
S/E



DET. SILLETAS DE DOMO Y CALENTADOR  
S/E

PLANO	TESIS PROFESIONAL		
V	CONCENTRADOR		
F 3 83	GRIS: F EDUARDO Y REDONDO A. JORGE		
U N A M	ESG. INDICADA	ACOT. mm.	FECHA

### 6.11.- RESULTADOS DE LOS CICLONES (FIG. VI)

Los ciclones se diseñaron cada uno con sus condiciones de operación y considerando las dimensiones específicas que son diferentes en cada uno.

En el cálculo termodinámico están especificadas todas las dimensiones por lo que aquí solo nos concretaremos a dar la altura, el diámetro, la altura aproximada de las tapas, y los espesores calculados.

Las boquillas de vapor de entrada y salida serán de 6.35mm -- (1/4") de acero al carbón SA-283-C

Las boquillas de bajada de licor recuperado será de 102mm --- (4") de acero comercial Ced. 40 en todos los casos.

Las corazas y tapas de los ciclones serán de acero al carbón SA-283-C con los espesores especificados a continuación.

La altura aproximada de las tapas incluye un faldón de entre 50.8mm y 76.2mm (entre 2" y 3").

Las dimensiones y espesores de las bridas serán como los especificados en la Tabla 6.1

La figura VI nos da una idea de la forma y proporciones de los ciclones. (ver cálculo termodinámico).

#### Nomenclatura:

$h$  = altura de los ciclones (mm)

$D$  = diámetro de los ciclones (mm)

$h.$  aprox. = altura aproximada de las tapas (mm)

$P.$ op. = presión de operación ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )

$P_d$  = presión de diseño ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )

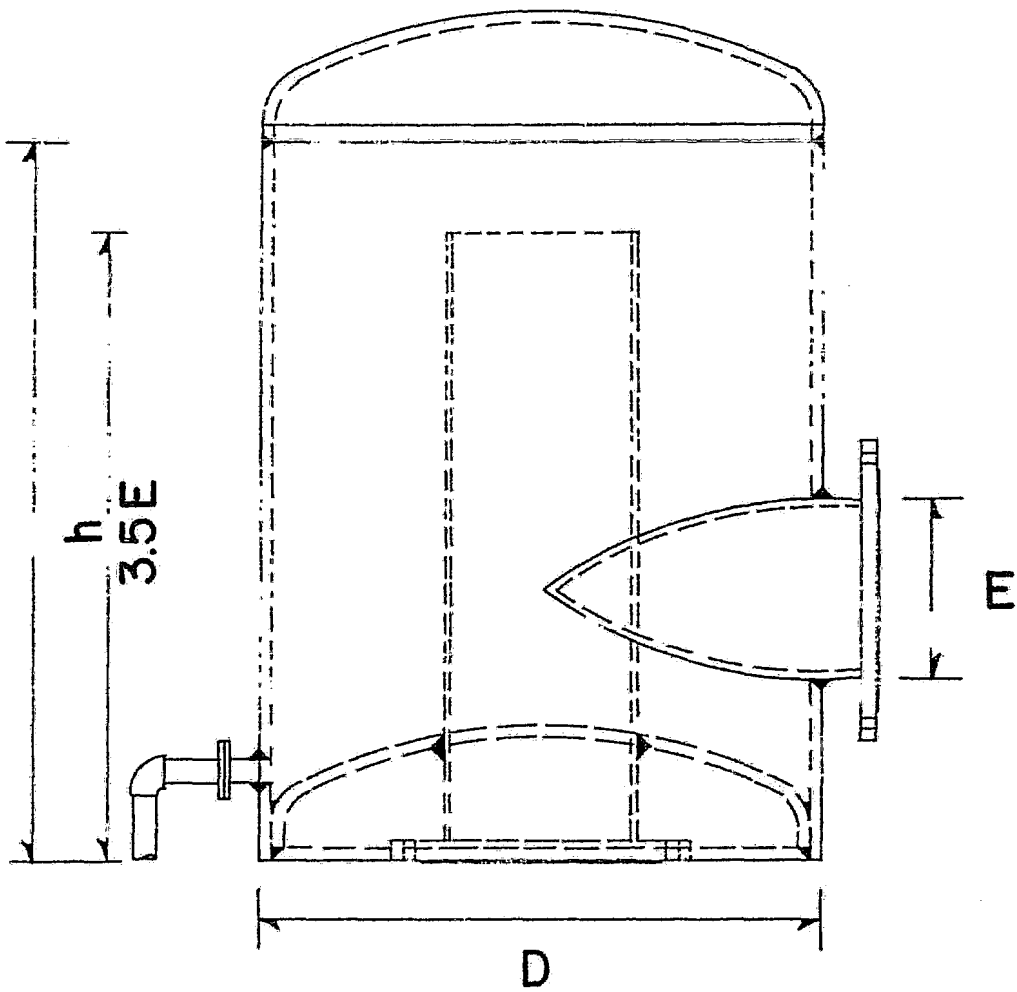
$T_d$  = temperatura de diseño ( $^{\circ}\text{C}$ )



Tabla 6.10: RESULTADOS DE LOS CICLONES

Ciclón	CC.2	CC.3	CC.4	CC.5	CC.6
h	1829	2439	3048	3658	4268
D	1372	1829	2286	2744	3200
h. aprox.	356	432	534	610	712
P.op.	0.68	0.084	0.4	0.61	0.72
Pd	2.8	2.2	0.48	0.77	0.9
Td	110.2	95.4	75.7	57.1	38.1
Espesores	mm	mm	mm	mm	mm
coraza	6.35	6.35	9.5	12.7	12.7
tapas	9.5	9.5	9.5	12.7	12.7

Las tapas serán toriesféricas  $L=D$   $r=10\%L$



CICLON

FIG. VI <sup>S/E</sup>

## 6.12.- RESULTADOS DE LOS TANQUES FLASH (FIG. VII)

Los tanques flash se diseñaron cada uno con sus condiciones de operación, es decir con la presión de la coraza a la cual están conectados con las consideraciones de presión de diseño establecidas anteriormente.

El diseño de estos es muy simple ya que solo involucra corazas, tapas toriesféricas ( $L=D$  y  $r=10\%L$ ) con faldón de entre 50.8mm y 76.2mm (entre 2"y 3"), boquilla de entrada tangencial de condensados, salida de condensados y salida de vapor.

Las consideraciones de cálculo de las dimensiones básicas de los tanques se encuentran en el cálculo termodinámico.

Las corazas y tapas serán de acero al carbón SA-283-C.

Las boquillas serán de acero comercial Ced. 40

Presentaremos aquí las dimensiones de las boquillas ya que no están especificadas en el cálculo termodinámico. (vienen especificadas en el cálculo de líneas).

Tabla 6.11.- CUADRO DE BOQUILLAS DE LOS TANQUES DE FLASH.-

Tanque Flash	T.F.2		T.F.3		T.F.4		T.F.5	
	mm	in	mm	in	mm	in	mm	in
Entrada de condensados	77.0	3	102	4	153	6	153	6
Salida de condensados	77.0	3	102	4	153	6	153	6
Salida de vapor flash	102	4	153	6	254	10	305	12

Las dimensiones y espesores de las bridas serán como los especificados en Tabla 6.1

La figura VII nos da una idea de la forma y proporciones de los ciclones. (ver cálculo termodinámico).

## Nomenclatura:

$h$  = altura de los ciclones (mm).

$p$  = diámetro de los ciclones (mm).

$h$ . aprox. = altura aproximada de las tapas (mm).

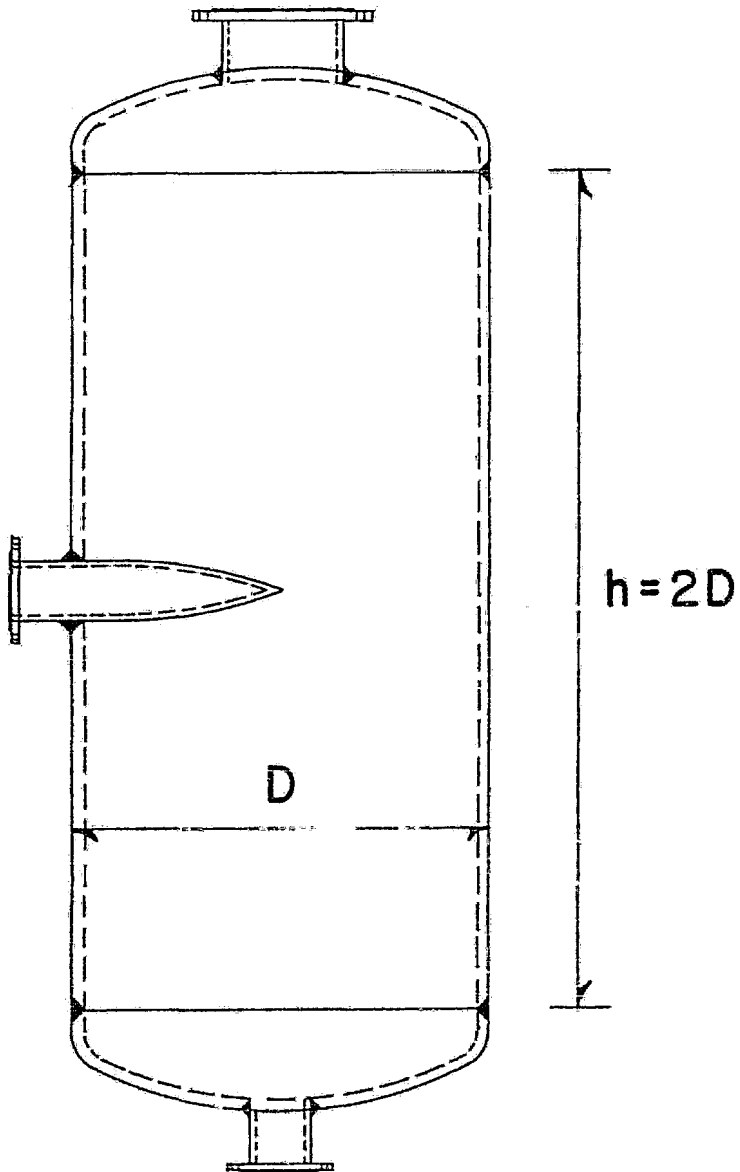
$p$ .op. presión de operación ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )

$P_d$  = presión de diseño ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ ).

$T_d$  = temperatura de diseño ( $^{\circ}\text{C}$ ).

Tabla 6.12 RESULTADOS DE LOS TANQUES FLASH.-

Tanque Flash	T.F.2	T.F.3	T.F.4	T.F.5
$h$	610	813	1524	2134
$D$	305	407	762	1067
$h$ . aprox.	115	140	229	280
$P$ .op.	0.68	0.084	0.4	0.61
$P_d$ .	2.8	2.2	0.48	0.77
$T_d$	110.2	95.4	75.7	57.1
Espesores	mm	mm	mm	mm
corazas	6.35	6.35	6.35	9.5
tapas	6.35	6.35	6.35	6.35



TANQUE FLASH

FIG. VII S/E

## 6.13.- PESO DE LOS EQUIPOS; RESULTADOS GENERALES.-

## 1° Evaporadores

Efecto	II	III	IV	V	VI
peso vacío (kg)	23,434	23,452	23,587	25,652	26,238
peso lleno de - agua (kg)	64,400	64,440	64,630	76,670	82,560

## 2° Condensador de superficie

Peso vacío (kg)	17,688
Peso lleno de - agua (kg)	33,750

## 3° Concentrador

	domo + P. recirc.	elemento calefactor	accesorios	peso total
peso vacío (kg)	2520	2,974	730	6,224
peso lleno de - agua (kg)	28,350	5,830		34,180

## 4° Ciclones

	CC.2	CC.3	CC.4	CC.5	CC.6
peso vacío (kg)	926	1,660	3,100	5,740	7,790
peso lleno de - agua (kg)	3,630	8,070	15,610	27,360	42,120

## 5° Tanque flash

	T.F.2	T.F.3	T.F.4	T.F.5
peso vacío (kg)	59	101	306	743
peso lleno de agua (kg)	120	240	1140	3020

CAPITULO VII  
CONSTRUCCIÓN, INSTALACION Y PUESTA EN MARCHA.

Los planos I a V, Figs. VI y VII, y las especificaciones del capítulo VI son la pauta a seguir en la construcción del equipo, - ya sea que se encargue a una firma de ingeniería o que se cuente con material, equipo y mano de obra calificada para hacerlo. En cualquier caso, habría que tener en cuenta las siguientes ideas - para acelerar los trabajos y asegurar que se va a construir el -- múltiple efecto según se requiere:

1.- Los planos de taller y las especificaciones de construcción del equipo deben estar aprobados por el comprador y cualquier modificación pertinente en el taller, debe someterse a examen y - aprobación por parte del mismo antes de proceder a su construcción.

2.- Los materiales no se deben sustituir por otros, sin la anterior aprobación escrita del comprador.

3.- El procedimiento de soldadura y las pruebas de calidad - deben ser aprobadas en el recibo de la orden de compra. No se debe comenzar a soldar si el comprador no ha dado su aprobación del procedimiento y calidad de la soldadura; y el comprador no debe - aprobar ésta, sin antes cerciorarse de que es la que le conviene.

4.- Las tapas de registro de hombre deben llevar asas. Las roscas de los coples deben estar limpias y sin defectos al momento de la entrega.

5.- Cuando los recipientes verticales requieren aislamiento el fabricante debe instalar anillos de soporte. Los anillos de - refuerzo pueden ser utilizados con tal fin, pero como en nuestro-

caso no los hay, deben colocarse anillos de soporte y serán de  $1\frac{1}{2}$ " de ancho. El tope del anillo estará soldado en forma continua a la coraza.

6.- El comprador se reserva el derecho a inspeccionar el recipiente en cualquier momento de la fabricación, para asegurar que los materiales de fabricación están de acuerdo con lo pedido.

Una vez terminada la construcción del equipo, se procede a las pruebas del mismo, en el lugar donde se haya hecho la construcción. Las pruebas hidrostáticas de presión deben mantenerse un tiempo adecuado para permitir su inspección, en cualquier caso no menos de 30 minutos. Después de esta prueba el recipiente debe secarse, limpiarse interna y externamente para remover grasa, basura, etc. Para enviar el recipiente a la planta donde se instalará es importante cuidar algunos detalles:

- 1.- Las boquillas terminadas no protegidas con bridas ciegas serán cubiertas con tela.
- 2.- Las roscas abiertas deben taponarse.
- 3.- Deben proporcionarse soportes adecuados para las partes internas que puedan sufrir daños en el envío.
- 4.- Los tornillos y tuercas se protegerán con lubricante impermeabilizante.
- 5.- Los distintos recipientes y sus partes deben identificarse claramente con pintura para facilitar su instalación.
- 6.- Las partes pequeñas deben enviarse en cajas claramente etiquetadas o marcadas con el número de recipiente al que pertenecen.



7.- Junto con el envío de los recipientes a presión deben incluirse los reportes de fabricación, los planos que muestren los evaporadores tal y como se construyeron y copias fotostáticas de las cartas de presión durante la prueba hidrostática.

En la planta se tendrá ya colocada la estructura sobre una cimentación adecuada para instalar el equipo. Es importante tener en cuenta el espaciamiento de los cuerpos dejando suficiente espacio para maniobras de soldadura y posteriores reparaciones, ampliaciones o modificaciones. Cuando se considera que la instalación está terminada se procede a la prueba hidrostática del equipo. La que sigue es una breve descripción de las pruebas iniciales:

Antes de la prueba hidrostática se checará la lubricación de todo el equipo mecánico, como la bomba del concentrador y las demás bombas centrífugas. La alineación y empaque de las mismas también deben checarsse. Es necesario que la rotación de los motores sea en dirección correcta y la flecha de cada bomba debe pulsarse para comprobar que gire libremente el impulsor.

La primera etapa en la operación inicial de un equipo es de hermeticidad con una prueba de presión con agua en el taller, antes de enviarse; sin embargo, algunos de los tubos pueden tener fugas por aflojamiento en el embarque y pueden requerir un nuevo rolado en la planta. Cualquier sobre-rolado de los fluxes es peligroso porque hace trabajar con exceso al metal.

Cada haz de tubos o elemento calefactor debe ser completamente llenado con agua para aumentar la presión hidrostática tanto como lo permita el arreglo particular del evaporador. La observación -

de fugas en el espejo superior se hará a través del registro de hombre del domo. Para el espejo inferior puede desconectarse -- una línea de licor. Cualquier fuga en los fluxes provocará rolar los de nuevo (insistimos: sólo aquéllos en donde haya fugas), hasta que desaparezca la fuga. Cuando todos los elementos calefactores han sido checados y son herméticos, el material debe sacarse del domo para cerrar el registro de hombre y conectar las líneas de licor.

La siguiente etapa es llenar todo el sistema de evaporación con agua a la temperatura ambiente para checar todas las conexiones bridadas y soldaduras en los cuerpos y en toda la tubería. Todas las válvulas de venteo, condensados y licor deben estar abiertas. Se introduce agua y con los venteos abiertos se llena todo el sistema hasta que fluya por el último efecto y el condensador. Entonces se cierran las válvulas y se somete a presión el sistema para localizar fugas y detenerlas. Completado esto el sistema está probado por hermeticidad, excepto para pequeñas fugas que se producirán cuando el evaporador esté caliente y en operación.

Otra prueba de hermeticidad es la de vacío. Se sigue un procedimiento semejante a éste:

1.- Asegurarse que las válvulas de rompimiento de vacío estén cerradas. Las válvulas de venteo de los elementos calefactores del concentrador y del primer efecto pueden estar abiertas o cerradas.

2.- Checar todas las conexiones de condensados y licor y que todas las válvulas estén ajustadas para que no exista posibilidad de que entre aire al sistema.

3.- Abrir las válvulas de la línea de no condensables desde el condensador hasta el eyector de arranque y la segunda etapa de vacío.

4.- Alimentar agua al condensador, al inter y postcondensadores. Alimentar vapor al eyector de arranque y a la segunda etapa de vacío.

5.- Cuando la presión absoluta en el último efecto sea la deseada para el arranque, se cierran las válvulas de la línea de gases no condensables del eyector de arranque y se detiene el flujo de vapor de éste, abriendo antes el flujo de vapor a la primera etapa de vacío que proporcionará una evacuación mayor.

6.- Se cierran entonces las válvulas de venteo. El tiempo y la presión absoluta para cada sección debe registrarse vigilando cuidadosamente en la siguiente hora para localizar posibles fugas o válvulas abiertas.

El evaporador se considera hermético si la presión no se eleva más de 65 mm Hg en 8 horas.

Por último, el evaporador múltiple efecto debe ser sometido a la prueba de capacidad, en la cual se demostrará si el diseño efectivamente cumple con las condiciones que promete. Para esto se arranca el evaporador hasta llegar a una operación normal y entonces se repiten las pruebas de vacío, se analiza la concentración a la salida de cada efecto, se toman temperaturas de licor, condensados, vapor, agua de enfriamiento, etc., en cada punto del registro múltiple de temperaturas. Estos datos indicarán que tan bien trabaja el equipo limpio y nuevo y servirán para hacer balance de ma-

3.- Abrir las válvulas de la línea de no condensables desde el condensador hasta el eyector de arranque y la segunda etapa de vacío.

4.- Alimentar agua al condensador, al inter y postcondensadores. Alimentar vapor al eyector de arranque y a la segunda etapa de vacío.

5.- Cuando la presión absoluta en el último efecto sea la deseada para el arranque, se cierran las válvulas de la línea de gases no condensables del eyector de arranque y se detiene el flujo de vapor de éste, abriendo antes el flujo de vapor a la primera etapa de vacío que proporcionará una evacuación mayor.

6.- Se cierran entonces las válvulas de venteo. El tiempo y la presión absoluta para cada sección debe registrarse vigilando cuidadosamente en la siguiente hora para localizar posibles fugas o válvulas abiertas.

El evaporador se considera hermético si la presión no se eleva más de 65 mm Hg en 8 horas.

Por último, el evaporador múltiple efecto debe ser sometido a la prueba de capacidad, en la cual se demostrará si el diseño efectivamente cumple con las condiciones que promete. Para esto se arranca el evaporador hasta llegar a una operación normal y entonces se repiten las pruebas de vacío, se analiza la concentración a la salida de cada efecto, se toman temperaturas de licor, condensados, vapor, agua de enfriamiento, etc., en cada punto del registro múltiple de temperaturas. Estos datos indicarán que tan bien trabaja el equipo limpio y nuevo y servirán para hacer balance de ma-

teria y energía, con el fin de comparar los datos obtenidos con los balances de diseño y hacer las modificaciones oportunas al vacío y flujo de vapor vivo para que el evaporador funcione como se espera.

tería y energía, con el fin de comparar los datos obtenidos con - los balances de diseño y hacer las modificaciones oportunas al va cío y flujo de vapor vivo para que el evaporador funcione como se espera.

CAPITULO VIII  
INVERSION REQUERIDA

Cualquier proyecto serio lleva consigo un estudio económico para determinar qué tan viable es su desarrollo. Si bien los precios fluctúan mucho, se obtiene una idea clara de lo que se pretende hacer y pueden realizarse comparaciones con otros proyectos, nacionales o extranjeros. Por tanto, no bastan el cálculo termodinámico y el diseño mecánico para concluir un trabajo.

Los precios de material en los que nos hemos basado para este somero y aproximado estudio económico son los siguientes:

1.- FLUXES DE ACERO INOXIDABLE 316:

a) Diámetro de 50.8 mm (2") para evaporadores T.L.V.:

\$ 2,528.00/metro

b) Diámetro de 31.7 mm (1½") para evaporador C.F.:

\$ 1,881.00/metro

c) Diámetro de 25.4 mm (1") para condensador de superficie:

\$ 1,221.00/metro.

2.- PLACA DE ACERO INOXIDABLE 316: 660.00/Kg.

3.- PLACA DE ACERO AL CARBON SA-283-C:

a) Espesor 6.35 mm (¼") . . . . . \$ 63.75/Kg

b) Espesores 9.35 mm (3/8") y 12.7 mm (½") . . . . . 62.50/Kg

4.- Las tuberías de acero al carbón y de acero inoxidable se han evaluado con los precios actuales del mercado nacional para cada diámetro.

5.- BOMBAS, precio de fundición y maquinado:

a) Acero inoxidable 316 . . . . . \$1,150.00/Kg

b) Hierro fundido . . . . . 315.00/Kg

CAPITULO VIII  
INVERSION REQUERIDA

Cualquier proyecto serio lleva consigo un estudio económico para determinar qué tan viable es su desarrollo. Si bien los precios fluctúan mucho, se obtiene una idea clara de lo que se pretende hacer y pueden realizarse comparaciones con otros proyectos, nacionales o extranjeros. Por tanto, no bastan el cálculo termodinámico y el diseño mecánico para concluir un trabajo.

Los precios de material en los que nos hemos basado para este somero y aproximado estudio económico son los siguientes:

1.- FLUXES DE ACERO INOXIDABLE 316:

a) Diámetro de 50.8 mm (2") para evaporadores T.L.V.:

\$ 2,528.00/metro

b) Diámetro de 31.7 mm (1½") para evaporador C.F.:

\$ 1,881.00/metro

c) Diámetro de 25.4 mm (1") para condensador de superficie:

\$ 1,221.00/metro.

2.- PLACA DE ACERO INOXIDABLE 316: 660.00/Kg.

3.- PLACA DE ACERO AL CARBON SA-283-C:

a) Espesor 6.35 mm (¼") . . . . . \$ 63.75/Kg

b) Espesores 9.35 mm (3/8") y 12.7 mm (½") . . . . . 62.50/Kg

4.- Las tuberías de acero al carbón y de acero inoxidable se han evaluado con los precios actuales del mercado nacional para cada diámetro.

5.- BOMBAS, precio de fundición y maquinado:

a) Acero inoxidable 316 . . . . . \$1,150.00/Kg

b) Hierro fundido . . . . . 315.00/Kg



## 6.- AISLANTE:

a) Lana mineral: espesor de 25.4 mm (1") . . . . . \$	912.60/m <sup>2</sup>
espesor de 50.8 mm (2")	1,284.30/m <sup>2</sup>
b) Cemento aislante . . . . .	526.00/m <sup>2</sup>
c) Malla de gallinero . . . . .	95.00/m <sup>2</sup>
d) Recubrimiento asfáltico . . . . .	467.00/m <sup>2</sup>
e) Mano de obra . . . . .	800.00/m <sup>2</sup>

A modo de ejemplo presentamos la cotización de un evaporador -

## T.L.V.:

1.- FLUXES: 772 tubos de 50.8 mm (2") de 7.317 m ca  
da uno, que suman 5,649 m. . . . . \$14'279,974.00

2.- 20% de utilidad . . . . . 2'855,955.00

## 3.- ESPEJOS:

a) Material, considerando el mínimo de desperdi  
cio al hacer los cortes de placa. . . . .  
1,651 Kg de placa x \$ 660/Kg x 2 espejos . . . . . 2'179,320.00

b) Trabajado de los espejos, que supone:

b.1) Corte de placa a \$ 2,000.00/m . . . . . 24,258.00

b.2) Biselado de espejos, 3 biseles: dos -  
al espejo inferior y uno al superior:  
\$ 500.00/m . . . . . 9,095.00

b.3) Rimado, barrenado y careado: \$6,000.00  
por orificio, 772 orificios en dos es-  
pejos . . . . . 9,264,000.00

b.4) Ranurado interior de cada barreno; dos  
ranuras por barreno, 2 espejos, 772 tu  
bos a \$ 100.00/ranura . . . . . 308,800.00

b.5) Bisel de cada barreno a \$ 300.00 c/u . . . . . 463,200.00

b.6) Utilidad: 40% de las partidas b.1) a -  
b.5) . . . . . 1'193,869.00

## 6.- AISLANTE:

a) Lana mineral: espesor de 25.4 mm (1") . . . .	\$	912.60/m <sup>2</sup>
espesor de 50.8 mm (2")		1,284.30/m <sup>2</sup>
b) Cemento aislante . . . . .		526.00/m <sup>2</sup>
c) Malla de gallinero . . . . .		95.00/m <sup>2</sup>
d) Recubrimiento asfáltico . . . . .		467.00/m <sup>2</sup>
e) Mano de obra . . . . .		800.00/m <sup>2</sup>

A modo de ejemplo presentamos la cotización de un evaporador -

## T.L.V.:

1.- FLUXES: 772 tubos de 50.8 mm (2") de 7.317 m ca da uno, que suman 5,649 m. . . . .	\$14'279,974.00
2.- 20% de utilidad . . . . .	2'855,955.00
3.- ESPEJOS:	

a) Material, considerando el mínimo de desperdicio al hacer los cortes de placa. . . . .	
1,651 Kg de placa x \$ 660/Kg x 2 espejos	2'179,320.00
b) Trabajado de los espejos, que supone:	
b.1) Corte de placa a \$ 2,000.00/m . . . .	24,258.00
b.2) Biselado de espejos, 3 biseles: dos al espejo inferior y uno al superior: \$ 500.00/m . . . . .	9,095.00
b.3) Rimado, barrenado y careado: \$6,000.00 por orificio, 772 orificios en dos espejos . . . . .	9,264,000.00
b.4) Ranurado interior de cada barreno; dos ranuras por barreno, 2 espejos, 772 tubos a \$ 100.00/ranura . . . . .	308,800.00
b.5) Bisel de cada barreno a \$ 300.00 c/u . . . . .	463,200.00
b.6) Utilidad: 40% de las partidas b.1) a b.5) . . . . .	1'193,869.00

4.- Material y mano de obra de todo el acero al carbón que lleva el evaporador. Se considera - un factor de 4 para la mano de obra del 80% del evaporador, que incluye: corazas, boquillas, -- bridas, etc., y un factor de 8 para un 20% restante, que incluye la construcción de las tapas toriesféricas. Por tanto:

a) 10,813 Kg x \$62.50 x 4 x 0.80 . . . . .	\$ 2'152,600.00
b) 10,813 Kg x \$62.50 x 8 x 0.20 . . . . .	1'081,300.00

5.- Tapa y coraza de fijación de espejo superior

269 Kg de acero inoxidable a \$ 660.00/Kg. 177,540.00

TOTAL PARA UN EVAPORADOR T.L.V. 33'999,951.00

SEIS EVAPORADORES T.L.V. 204'000,000.00

De modo similar se han cotizado las demás partes del diseño - obteniendo los siguientes resultados:

SEIS EVAPORADORES T.L.V.	\$204'000.000.00
EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA	14'730,436.00
CONDENSADOR DE SUPERFICIE	23'572,284.00
CICLONES Y TANQUES FLASH	3'867,985.00
SISTEMA DE VACIO	3'000,000.00
TUBERIA EN GENERAL	4'225,124.00
BOMBAS, construcción, motores y montaje de 12 bombas centrífugas: (1)	9'743,400.00
INSTRUMENTACION, compra e instalación de 10 - sistemas de control:	10'000,000.00
VALVULAS (2)	808,500.00

4.- Material y mano de obra de todo el acero al carbón que lleva el evaporador. Se considera - un factor de 4 para la mano de obra del 80% del evaporador, que incluye: corazas, boquillas, -- bridas, etc., y un factor de 8 para un 20% restante, que incluye la construcción de las tapas toriesféricas. Por tanto:

a) 10,813 Kg x \$62.50 x 4 x 0.80 . . . . .	\$ 2'162,600.00
b) 10,813 Kg x \$62.50 x 8 x 0.20 . . . . .	1'081,300.00

5.- Tapa y coraza de fijación de espejo superior

269 Kg de acero inoxidable a \$ 660.00/Kg. 177,540.00

TOTAL PARA UN EVAPORADOR T.L.V. 33'999,951.00

SEIS EVAPORADORES T.L.V. 204'000,000.00

De modo similar se han cotizado las demás partes del diseño - obteniendo los siguientes resultados:

SEIS EVAPORADORES T.L.V.	\$204'000.000.00
EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA	14'730,436.00
CONDENSADOR DE SUPERFICIE	23'572,284.00
CICLONES Y TANQUES FLASH	3'867,985.00
SISTEMA DE VACIO	3'000,000.00
TUBERIA EN GENERAL	4'225,124.00
BOMBAS, construcción, motores y montaje de 12 bombas centrífugas: (1)	9'743,400.00
INSTRUMENTACION, compra e instalación de 10 - sistemas de control:	10'000,000.00
VALVULAS (2)	808,500.00

AISLANTE		\$ 3'851,691.00
ESTRUCTURA	(3)	20'829,876.00
MONTAJE	(4)	18'148,860.00
TRANSPORTE	(5)	<u>3'024,810.00</u>
	TOTAL	\$319'802,966.00

## NOTAS:

(1) BOMBAS: Se calculó la cantidad de acero inoxidable y de fierro fundido que lleva cada bomba, según los catálogos entregados por constructores. Se consideró un precio aproximado de - - - \$ 15,000.00/HP, para la adquisición de los motores eléctricos, su instalación y puesta en marcha.

(2) VALVULAS: Algunas válvulas llevan partes de acero inoxidable.

(3) ESTRUCTURA: Esta cotización está basada en una instalación hecha en 1973. Se ha corregido el precio según el área de transferencia instalada y con la actual paridad del peso con el dólar.

(4) MONTAJE: \$ 60,000.00/ton. Nuestro equipo pesa, incluida la estructura: 302.481 ton.

(5) TRANSPORTE: \$ 10,000.00/ton.

NOTA IMPORTANTE: Los precios de mano de obra y de trabajo en espejos se han obtenido de la experiencia acumulada en las Fábricas de Papel y Celulosa Loreto y Peña Pobre, S.A. En este caso se encuentran muchos otros datos como el precio de las válvulas, bombas, -- etc.

Considerando un margen de  $\pm$  20% por aproximación:

AISLANTE		\$ 3'851,691.00
ESTRUCTURA	(3)	20'829,876.00
MONTAJE	(4)	18'148,860.00
TRANSPORTE	(5)	<u>3'024,810.00</u>
	TOTAL	\$319'802,966.00

## NOTAS:

(1) BOMBAS: Se calculó la cantidad de acero inoxidable y de fierro fundido que lleva cada bomba, según los catálogos entregados por constructores. Se consideró un precio aproximado de - - - \$ 15,000.00/HP, para la adquisición de los motores eléctricos, su instalación y puesta en marcha.

(2) VALVULAS: Algunas válvulas llevan partes de acero inoxidable.

(3) ESTRUCTURA: Esta cotización está basada en una instalación hecha en 1973. Se ha corregido el precio según el área de transferencia instalada y con la actual paridad del peso con el dólar.

(4) MONTAJE: \$ 60,000.00/ton. Nuestro equipo pesa, incluida la estructura: 302.481 ton.

(5) TRANSPORTE: \$ 10,000.00/ton.

NOTA IMPORTANTE: Los precios de mano de obra y de trabajo en espejos se han obtenido de la experiencia acumulada en las Fábricas de Papel y Celulosa Loreto y Peña Pobre, S.A. En este caso se encuentran muchos otros datos como el precio de las válvulas, bombas, -- etc.

Considerando un margen de  $\pm$  20% por aproximación:

COTA SUPERIOR	\$ 383'763,559.20
COTA INFERIOR	255'842,372.80

Con el fin de ubicarnos ante el mercado internacional, hacemos ahora una comparación con una cotización de un evaporador múltiple-efecto realizada por una empresa extranjera en 1981. (1) Para poder hacer la comparación, hemos considerado un costo por pié cuadrado - de área de transferencia en ambas cotizaciones, y hemos actualizado el precio de la evaluación extranjera considerando un 8% de inflación anual en su país de origen. De esta manera, obtenemos:

MULTIPLE EFECTO EXTRANJERO, LAB fábrica . . . .	\$ 237'774,547.00
Cargos por importación (20%) ad valorem . . . .	47'554,909.40
Transporte por mar a puerto mexicano a razón de 1,500.00 dólares/ton. . . . .	<u>63'734,625.00</u>
	\$ 349'064,081.40

ESTE COSTO INCLUYE:

- a) Quintuple efecto sin cuerpo de repuesto; 59,380 pies<sup>2</sup>
- b) Condensador de superficie
- c) Sistema de vacío.
- d) Planos e ingeniería.
- e) Tubería, estructura y 2 tanques flash.
- f) Los materiales de construcción son: todos los fluxes y espejos de acero inoxidable 304. Lo demás acero al carbón.

Para poder hacer una relación adecuada, a continuación hacemos una suma de nuestro equipo incluyendo las mismas partes:

(1) Cfr. Cap. X, No. 33

COTA SUPERIOR	\$ 383'763,559.20
COTA INFERIOR	255'842,372.80

Con el fin de ubicarnos ante el mercado internacional, hacemos ahora una comparación con una cotización de un evaporador múltiple-efecto realizada por una empresa extranjera en 1981. (1) Para poder hacer la comparación, hemos considerado un costo por pié cuadrado - de área de transferencia en ambas cotizaciones, y hemos actualizado el precio de la evaluación extranjera considerando un 8% de inflación anual en su país de origen. De esta manera, obtenemos:

MÚLTIPLE EFECTO EXTRANJERO, LAB fábrica . . . .	\$ 237'774,547.00
Cargos por importación (20%) ad valorem . . . .	47'554,909.40
Transporte por mar a puerto mexicano a razón de 1,500.00 dólares/ton. . . . .	<u>63'734,625.00</u>
	\$ 349'064,081.40

#### ESTE COSTO INCLUYE:

- a) Quíntuple efecto sin cuerpo de repuesto; 59,380 pies<sup>2</sup>
- b) Condensador de superficie
- c) Sistema de vacío.
- d) Planos e ingeniería.
- e) Tubería, estructura y 2 tanques flash.
- f) Los materiales de construcción son: todos los fluxes y espejos de acero inoxidable 304. Lo demás acero al carbón.

Para poder hacer una relación adecuada, a continuación hacemos una suma de nuestro equipo incluyendo las mismas partes:

(1) Cfr. Cap. X, No. 33



a) Séxtuple efecto <u>con</u> cuerpo de repuesto; 59,380 pies <sup>2</sup> . . . . .	\$ 218'730,436.00
b) Condensador de superficie . . . . .	23'572,284.00
c) Sistema de vacío . . . . .	3'000,000.00
d) Tubería, estructura y 4 tanques flash . . . . .	<u>25'128,073.00</u>
	\$ 270'430,793.00

Instalar el múltiple efecto extranjero es 29.1% más caro. -  
Además de esta importante desventaja podemos señalar las siguientes:

a) Nuestro múltiple efecto cuenta con cuerpo de repuesto y -  
el extranjero no.

b) Invertir tal cantidad en el extranjero no beneficia al --  
país tanto como invertirlo en un equipo nacional.

c) Excluyendo otras razones económicas que se mencionan en -  
el Capítulo de Conclusiones, al múltiple efecto extranjero habría  
que añadirle aún varios costos: bombas, aislante, instrumentación,  
montaje, válvulas y ciclones. Sería necesario adaptar este equi-  
po adicional al múltiple efecto adquirido. Entonces se plantea -  
el dilema siguiente: se le pide al mismo fabricante que propor-  
cione ese equipo, con la consecuente elevación de la inversión; ó  
se emplea equipo nacional para la adaptación, con todas las conse-  
cuencias que ésto acarrea. Cualquiera de las dos alternativas sa-  
ca de competencia al múltiple efecto extranjero con respecto al -  
nuestro.

d) El acero inoxidable utilizado por el múltiple efecto ex--  
tranjero es de inferior calidad.

a) Séxtuple efecto <u>con</u> cuerpo de repuesto; 59,380 pies <sup>2</sup> . . . . .	\$ 218'730,435.00
b) Condensador de superficie . . . . .	23'572,284.00
c) Sistema de vacío . . . . .	3'000,000.00
d) Tubería, estructura y 4 tanques flash . . . . .	<u>25'128,073.00</u>
	\$ 270'430,793.00

Instalar el múltiple efecto extranjero es 29.1% más caro. -  
Además de esta importante desventaja podemos señalar las siguientes:

a) Nuestro múltiple efecto cuenta con cuerpo de repuesto y -  
el extranjero no.

b) Invertir tal cantidad en el extranjero no beneficia al --  
país tanto como invertirlo en un equipo nacional.

c) Excluyendo otras razones económicas que se mencionan en -  
el Capítulo de Conclusiones, al múltiple efecto extranjero habría  
que añadirle aún varios costos: bombas, aislante, instrumentación,  
montaje, válvulas y ciclones. Sería necesario adaptar este equi-  
po adicional al múltiple efecto adquirido. Entonces se plantea -  
el dilema siguiente: se le pide al mismo fabricante que propor-  
cione ese equipo, con la consecuente elevación de la inversión;    
se emplea equipo nacional para la adaptación, con todas las conse-  
cuencias que ésto acarrea. Cualquiera de las dos alternativas sa-  
ca de competencia al múltiple efecto extranjero con respecto al -  
nuestro.

d) El acero inoxidable utilizado por el múltiple efecto ex--  
tranjero es de inferior calidad.

## CAPITULO IX

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Es frecuente que en revistas relacionadas con la industria se encuentren frases como "sustituir importaciones", "evitar importaciones", "capacitar a la industria mexicana para fabricar en México lo que antes se importaba y ahora resulta difícil hacerlo y en algunos casos imposible", etc.

Con el estudio que estamos presentando se puede observar que la Industria Mexicana de la Celulosa tiene la suficiente experiencia para diseñar sus equipos en el país. Si a esto añadimos que se cuenta con la infraestructura adecuada para fabricarlos en México, tenemos la respuesta a esa preocupación general de la Industria de eludir importaciones.

Esto provoca un desarrollo más sano de la Industria Nacional por múltiples razones: fortalecimiento de la Industria de Bienes de Capital, aumento de fuentes de trabajo, evitar fugas de divisas, aprovechamiento de la infraestructura disponible de los talleres de equipos instalados actualmente que sólo trabajan a un 40% de su capacidad, etc.

En el Capítulo VIII, Inversión Requerida, se deduce que el equipo fabricado en México resulta un 30% más barato. Este porcentaje sería mayor si fabricáramos acero inoxidable en el país, pero aún así, estamos hablando de una diferencia cercana a 70 millones de pesos que se pueden invertir en otra cosa en vez de regalarlos-

## CAPITULO IX

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Es frecuente que en revistas relacionadas con la industria se encuentren frases como "sustituir importaciones", "evitar importaciones", "capacitar a la industria mexicana para fabricar en México lo que antes se importaba y ahora resulta difícil hacerlo y en algunos casos imposible", etc.

Con el estudio que estamos presentando se puede observar que la Industria Mexicana de la Celulosa tiene la suficiente experiencia para diseñar sus equipos en el país. Si a esto añadimos que se cuenta con la infraestructura adecuada para fabricarlos en México, tenemos la respuesta a esa preocupación general de la Industria de eludir importaciones.

Esto provoca un desarrollo más sano de la Industria Nacional por múltiples razones: fortalecimiento de la Industria de Bienes de Capital, aumento de fuentes de trabajo, evitar fugas de divisas, aprovechamiento de la infraestructura disponible de los talleres de equipos instalados actualmente que sólo trabajan a un 40% de su capacidad, etc.

En el Capítulo VIII, Inversión Requerida, se deduce que el equipo fabricado en México resulta un 30% más barato. Este porcentaje sería mayor si fabricáramos acero inoxidable en el país, pero aún así, estamos hablando de una diferencia cercana a 70 millones de pesos que se pueden invertir en otra cosa en vez de regalarlos-

al extranjero.

En conclusión, si se cuenta con experiencia, tecnología e infraestructura apropiadas y es más barato y conveniente hacerlo en el país, no existe razón por la cual se tengan que importar estos equipos.

Por otra parte, con respecto al diseño del equipo y la formación profesional de los estudiantes de Ingeniería, vemos que hay una relación íntima entre los procesos y el diseño mecánico de -- los equipos, por lo que es importante que dentro de la formación académica del Ingeniero Químico, se ponga especial énfasis en este punto pues en las plantas industriales el diseño de equipos -- juega un papel fundamental y es precisamente el Ingeniero Químico el lazo de unión entre procesos y fabricación de equipos.

al extranjero.

En conclusión, si se cuenta con experiencia, tecnología e infraestructura apropiadas y es más barato y conveniente hacerlo en el país, no existe razón por la cual se tengan que importar estos equipos.

Por otra parte, con respecto al diseño del equipo y la formación profesional de los estudiantes de Ingeniería, vemos que hay una relación íntima entre los procesos y el diseño mecánico de -- los equipos, por lo que es importante que dentro de la formación-académica del Ingeniero Químico, se ponga especial énfasis en este punto pues en las plantas industriales el diseño de equipos -- juega un papel fundamental y es precisamente el Ingeniero Químico el lazo de unión entre procesos y fabricación de equipos.

CAPITULO X  
BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Actualidad, "BIENES DE CAPITAL: SU VIABILIDAD EN MEXICO, Revista mensual, Vol. 2, No. 20, 1º de julio de 1982.
- 2.- El Mercado de Valores, "LINEAMIENTOS BASICOS PARA LA PROGRAMACION DE LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA Y EL PAPEL", Semanario de NAFINSA, año XXXV, Suplemento al No. 52 de 1975.
- 3.- Nacional Financiera, S. A. "MEXICO: UNA ESTRATEGIA PARA DESARROLLAR LA INDUSTRIA DE BIENES DE CAPITAL", Proyecto Conjunto de Bienes de Capital NAFINSA-ONUDI, 1977.
- 4.- Nacional Financiera, S. A., "DEMANDA DE BIENES DE CAPITAL PARA LAS INDUSTRIAS DE LA CELULOSA Y EL PAPEL", Proyecto Conjunto de Bienes de Capital NAFINSA-ONUDI, Dic. 1978.
- 5.- Tappi, Pulp and Paper Manufacture, Vol. I, "THE PULPING OF WOOD" Mc. Graw Hill, 2a. Edición, 1969.
- 6.- Libby, C.E., "CIENCIA Y TECNOLOGIA SOBRE PULPA Y PAPEL" Tomo I, C.E.C.S.A., 1974.
- 7.- Britt, K. W., "HANDBOOK OF PULP AND PAPER TECHNOLOGY" Van Nostrand Reinhold Co., 2a. Edición, 1970.
- 8.- Wenzl, H.F.J.. "KRAFT PULPING THEORY AND PRACTICE", Lockwood Pub. Co., Inc., 1967.
- 9.- Ing. López Ruiz, J.L. "EXPERIENCIA PRACTICA DE UN EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO DE LICOR NEGRO DE PELICULA DESCENDENTE", Revista ATCP, XXII Reunión Anual, (Marzo/Junio), 1982.
- 10.- Ing. Tostado, D., "EVAPORACION DE LICOR NEGRO DE BAGAZO DE CAÑA" Revista IMIQ, Junio de 1976.

CAPITULO X  
BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Actualidad, "BIENES DE CAPITAL: SU VIABILIDAD EN MEXICO, Revista mensual, Vol. 2, No. 20, 1° de julio de 1982.
- 2.- El Mercado de Valores, "LINEAMIENTOS BASICOS PARA LA PROGRAMACION DE LA INDUSTRIA DE LA CELULOSA Y EL PAPEL", Semanario de NAFINSA, año XXXV, Suplemento al No. 52 de 1975.
- 3.- Nacional Financiera, S. A. "MEXICO: UNA ESTRATEGIA PARA DESARROLLAR LA INDUSTRIA DE BIENES DE CAPITAL", Proyecto Conjunto de Bienes de Capital NAFINSA-ONUFI, 1977.
- 4.- Nacional Financiera, S. A., "DEMANDA DE BIENES DE CAPITAL PARA LAS INDUSTRIAS DE LA CELULOSA Y EL PAPEL", Proyecto Conjunto de Bienes de Capital NAFINSA-ONUFI, Dic. 1978.
- 5.- Tappi, Pulp and Paper Manufacture, Vol. I, "THE PULPING OF WOOD" Mc. Graw Hill, 2a. Edición, 1969.
- 6.- Libby, C.E., "CIENCIA Y TECNOLOGIA SOBRE PULPA Y PAPEL" Tomo I, C.E.C.S.A., 1974.
- 7.- Britt, K. W., "HANDBOOK OF PULP AND PAPER TECHNOLOGY" Van Nostrand Reinhold Co., 2a. Edición, 1970.
- 8.- Wenzl, H.F.J., "KRAFT PULPING THEORY AND PRACTICE", Lockwood Pub. Co., Inc., 1967.
- 9.- Ing. López Ruiz, J.L. "EXPERIENCIA PRACTICA DE UN EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO DE LICOR NEGRO DE PELICULA DESCENDENTE", Revista ATCP, XXII Reunión Anual, (Marzo/Junio), 1982.
- 10.- Ing. Tostado, D., "EVAPORACION DE LICOR NEGRO DE BAGAZO DE CAÑA" Revista IMIQ, Junio de 1976.



- 11.- Coates and Pressburg, "HOW HEAT TRANSFER OCCURS IN EVAPORATORS", Revista Chemical Eng., Febrero 22, 1960.
- 12.- Coates and Pressburg, "MULTIPLE-EFFECT EVAPORATORS", Revista - Chemical Eng., Marzo 21, 1960.
- 13.- Brown and Kleinman, "BLACK LIQUOR EVAPORATORS REQUIRE OPTIMUM - CLEANLINESS", Paper Trade Journal, Marzo 14, 1960.
- 14.- Perry and Chilton, "CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK", Mc. Graw Hill, 5a. Edición.
- 15.- Badger y Banchemo, "INTRODUCCION A LA INGENIERIA QUIMICA", Mc. Graw Hill, 1978.
- 16.- Foust, A. S., "PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS", C.E.C.S.A. 1979.
- 17.- Kern, D.Q., "PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR", C.E.C.S.A. 1980.
- 18.- Crane, "FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE", - - Crane Co., Thechnical Paper No. 410.
- 19.- Gutiérrez R.A., "DISEÑO DE UN EVAPORADOR PARA LA CONCENTRACION-FINAL DEL LICOR NEGRO EN PLANTAS DE CELULOSA KRAFT", Tesis Profesional, UNAM, 1974.
- 20.- Espinosa, M., "DISEÑO DE UN SISTEMA DE EVAPORACION DE LICORES-NEGROS EN UNA PLANTA DE CELULOSA AL SULFATO DE 200 TON/DIA", - Tesis Profesional, UNAM, 1962.
- 21.- Karassik, I.J., "PUMP HANDBOOK", Mc. Graw Hill, 1976.
- 22.- Alden, J.L. "DESING OF INDUSTRIAL EXHAUST SYSTEMS", The Industrial Press.
- 23.- Dean, J.A. "LANGE'S HANDBOOK OF CHEMISTRY", Mc. Graw Hill, 1979.

- 11.- Coates and Pressburg, "HOW HEAT TRANSFER OCCURS IN EVAPORATORS", Revista Chemical Eng., Febrero 22, 1960.
- 12.- Coates and Pressburg, "MULTIPLE-EFFECT EVAPORATORS", Revista - Chemical Eng., Marzo 21, 1960.
- 13.- Brown and Kleinman, "BLACK LIQUOR EVAPORATORS REQUIRE OPTIMUM - CLEANLINESS", Paper Trade Journal, Marzo 14, 1960.
- 14.- Perry and Chilton, "CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK", Mc. Graw Hill, 5a. Edición.
- 15.- Badger y Banchemo, "INTRODUCCION A LA INGENIERIA QUIMICA", Mc. Graw Hill, 1978.
- 16.- Foust, A. S., "PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS", C.E.C.S.A. 1979.
- 17.- Kern, B.Q., "PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR", C.E.C.S.A. 1980.
- 18.- Crane, "FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS AND PIPE", - - Crane Co., Technical Paper No. 410.
- 19.- Gutiérrez R.A., "DISEÑO DE UN EVAPORADOR PARA LA CONCENTRACION-FINAL DEL LICOR NEGRO EN PLANTAS DE CELULOSA KRAFT", Tesis Profesional, UNAM, 1974.
- 20.- Espinosa, M., "DISEÑO DE UN SISTEMA DE EVAPORACION DE LICORES-NEGROS EN UNA PLANTA DE CELULOSA AL SULFATO DE 200 TON/DIA", - Tesis Profesional, UNAM, 1962.
- 21.- Karassik, I.J., "PUMP HANDBOOK", Mc. Graw Hill, 1976.
- 22.- Alden, J.L. "DESIGN OF INDUSTRIAL EXHAUST SYSTEMS", The Industrial Press.
- 23.- Dean, J.A. "LANGE'S HANDBOOK OF CHEMISTRY", Mc. Graw Hill, 1979.

- 24.- Marks, L.S., "MECHANICAL ENGINEERS HANDBOOK", Mc. Graw Hill, 5a. Edición, 1952.
- 25.- Lavigne, J.R., "PAPER INDUSTRY INSTRUMENTATION", Miller - -- Freeman Publications, Inc., 1972.
- 26.- Rase y Barrow, "INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESO", C.E.C.S.A., 1981.
- 27.- The American Society of Mechanical Engineers, "ASME BOILER - AND PRESSURE VESSEL CODE SECTION VIII, Pressure Vessels, División 1", 1968 Edition.
- 28.- Robert Chuse, "UNFIRED PRESSURE VESSELS; THE ASME CODE SIMPLIFIED", 4a. Edición, F.W. Dodge Co.
- 29.- Buthod and Megyesy, "PRESSURE VESSEL HANDBOOK", Pressure Vessel Handbook Publishing, Inc., 3a. Edición, 1975.
- 30.- Browne11 and Young, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN", John Wiley - and Sons, Inc., 1959.
- 31.- Tema, "STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION", 4a. Edición, 1959.
- 32.- Tube Turns, "TUBE TURN WELDING FITTINGS AND FLANGES", Catalog 311.
- 33.- A.H. Lundberg Associates, Pulp Mill Systems and Equipment, - Cotización para, "Fábricas de Papel Loreto y Peña Pobre", -- S.A., de un Evaporador Múltiple Efecto, Noviembre, 1981.

- 24.- Marks, L.S., "MECHANICAL ENGINEERS HANDBOOK", Mc. Graw Hill, 5a. Edición, 1952.
- 25.- Lavigne, J.R., "PAPER INDUSTRY INSTRUMENTATION", Miller - -- Freeman Publications, Inc., 1972.
- 26.- Rase y Barrow, "INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESO", C.E.C.S.A., 1981.
- 27.- The American Society of Mechanical Engineers, "ASME BOILER - AND PRESSURE VESSEL CODE SECTION VIII, Pressure Vessels, División 1", 1968 Edition.
- 28.- Robert Chuse, "UNFIRED PRESSURE VESSELS; THE ASME CODE SIMPLIFIED", 4a. Edición, F.W. Dodge Co.
- 29.- Buthod and Megyesy, "PRESSURE VESSEL HANDBOOK", Pressure Vessel Handbook Publishing, Inc., 3a. Edición, 1975.
- 30.- Brownell and Young, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN", John Wiley - and Sons, Inc., 1959.
- 31.- Tema, "STANDARDS OF TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION", 4a. Edición, 1959.
- 32.- Tube Turns, "TUBE TURN WELDING FITTINGS AND FLANGES", Catalog 311.
- 33.- A.H. Lundberg Associates, Pulp Mill Systems and Equipment, - Cotización para, "Fábricas de Papel Loreto y Peña Pobre", -- S.A., de un Evaporador Múltiple Efecto, Noviembre, 1981.