

90568  
9



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

**FACULTAD DE QUIMICA**

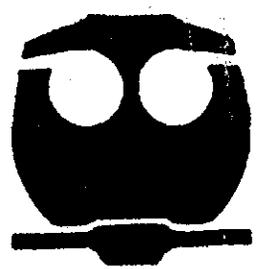
**APROVECHAMIENTO ENERGETICO DE  
CORRIENTES DE BAJO NIVEL, EN UNIDADES  
DE REFRIGERACION POR ABSORCION,  
ANALIZANDO TECNICA Y ECONOMICAMENTE  
LA FACTIBILIDAD DEL SISTEMA**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE  
MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA  
(INGENIERIA DE PROYECTOS)**

**PRESENTA:**

**JUAN PABLO RODRIGUEZ ALVAREZ**



**MEXICO, D.F.**

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

**2002**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

**BIOL. FRANCISCO J. INCERA UGALDE**

Jefe de la unidad de Administración del Posgrado

Presente

Me es grato informarle que el alumno **Juan Pablo Rodríguez Álvarez** presentará próximamente su tesis para obtener el grado de Maestro en Ingeniería Química (Ingeniería de Proyectos), Clave 468, ante el siguiente jurado:

Presidente:	Dr. Julio Ricardo Landgrave Romero (UNAM)
Primer Vocal:	M. en C. Alejandro Anaya Durand (UNAM)
Secretario:	Dr. Helio Humberto García del Río (UNAM)
Primer Suplente:	M. en C. Alfonso Durán Preciado (UNAM)
Segundo Suplente:	M en A. Fernando Báez Ramos (UNAM)

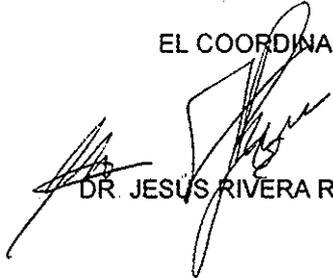
Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente

"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

Cd. Universitaria, D F, a 30 de abril de 2002.

EL COORDINADOR

  
DR. JESÚS RIVERA RODRÍGUEZ

c.c.p. Dr. Ricardo Aceves García.- Presidente del SACC de Ingeniería de Sistemas

c.c.p. Dr. Julio Landgrave Romero.- Representante de la Facultad de Química en el SACC de Ingeniería de Sistemas

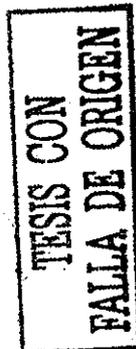
c.c.p. Integrantes del Jurado

c.c.p. Departamento de Control Escolar de la Facultad de Química

c.c.p. Interesado

\*a

Sede: División de Estudios de Posgrado, Facultad de Ingeniería. Primer Piso.  
Cd. Universitaria, México D F C P 04510 Tel/Fax: 5550-9383



## Dedicatoria

Dedico este trabajo a mis padres por darme su amor, apoyo y confianza durante toda mi vida, por seguir siempre conmigo.

Pablo Rodríguez Ávila  
Amanda Álvarez Rico

A mis hermanos por todos los momentos que hemos compartido.

Violeta  
Nancy Elizabeth (†)  
Sergio Antonio  
Nancy Abigail

A mis abuelitos, por estar siempre pendientes de mí.

Abuelita Loren  
Abuelita Estefana  
Abuelito Cruz

En la vida siempre nos encontramos con personas que nos ayudan y apoyan y dan consejos desinteresadamente, que forman parte importante de nuestras vidas, mis tíos.

❖ Nacho	* Chano	■ Ángel
❖ Fina	* Amelia	■ Rosa

A mis primos, Agustín, Ángel y Saúl, por apoyo y por los buenos momentos que hemos pasado.

## **Agradecimientos.**

**Al CONACYT, por la beca que me otorgo, para la realización de mis estudios de maestría**

**Al Ing. Marco Antonio Rivera C. por su amistad, consejos y apoyo recibidos a lo largo de mis estudios.**

**A todos los profesores que han estado presentes a lo largo de toda mi vida académica, por compartir conmigo sus conocimientos**

**A todos mis amigos sin excepción.**

# APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE CORRIENTES DE BAJO NIVEL EN UNIDADES DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN, ANALIZANDO TÉCNICA Y ECONÓMICAMENTE LA FACTIBILIDAD DEL SISTEMA.

## CONTENIDO

<b>1.- INTRODUCCIÓN.</b>	<b>5</b>
1.1 - Justificación.	5
1.2 - Hipótesis.	5
1.3 - Metodología.	6
1.4 - Antecedentes.	7
<b>2.- IDENTIFICACIÓN DE PUNTOS CON DISPONIBILIDAD ENERGÉTICA.</b>	<b>8</b>
2.1 - Descripción del proceso.	8
2.1.1- Polimerización.	8
2.1.2- Destilación y filtración.	10
2.1.3- Hilatura.	10
2.1.4- Conversión.	13
2.1.5- Recuperación.	13
2.2 - Equipos potenciales para aprovechamiento de calor.	19
2.3 - Cuantificación de energía por recuperar.	20
<b>3.- CÁLCULOS DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.</b>	<b>26</b>
3.1- Recopilación de datos.	26
3.1.1- Área de polimerización.	26
3.1.2- Área de recuperación.	28
3.2- Cantidad de calor a remover en proceso.	30
3.3- Flujo de agua fría del sistema de refrigeración.	36
3.4- Flujo de vapor de suministro al sistema de refrigeración.	37
3.5- Capacidad del sistema.	38
3.6- Comprobación del ciclo de refrigeración.	39

**APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE CORRIENTES DE BAJO NIVEL EN UNIDADES DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN, ANALIZANDO TÉCNICA Y ECONÓMICAMENTE LA FACTIBILIDAD DEL SISTEMA.**

---

**CONTENIDO**

---

**4.- DISEÑO DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN. ....41**

4 1- Generalidades. ....41

4 2- Evaporador. ....45

4 3- Absorbedor. ....47

4 4- Generador. ....48

4 5- Condensador. ....48

4.6- Accesorios. ....50

4.7- Cálculos .....57

    4.7 1- Cálculos del ciclo de absorción .....57

    4.7 2- Criterios de diseño. ....72

    4.7 3- Dimensionamiento del condensador. ....75

    4.7 4- Dimensionamiento del generador. ....79

    4.7.5- Dimensionamiento del evaporador. ....84

    4.7.6- Dimensionamiento del absorbedor. ....88

    4.7.7- Cálculo del espesor. ....97

4 8- Hojas de datos. ....99

**5.- COMPARACIÓN DE LOS CÁLCULOS OBTENIDOS, CON SISTEMAS SIMILARES EXISTENTES. ....104**

**6.- ESTUDIO ECONÓMICO. ....112**

6 1- Estimación de costos. ....112

    6.1.1- Cotización directa de proveedor. ....114

        6.1.2- Método de Hirsch-Glazier .....115

        6.1.3- Método de Rudd-Watson. ....117

6.2.- Costos de operación. ....119

6.3.- Determinación de índices económicos (IIR y PRI). ....120

6.4.- Análisis económico comparativo con el sistema de compresión .....121

**APROVECHAMIENTO ENERGÉTICO DE CORRIENTES DE BAJO NIVEL EN UNIDADES DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN, ANALIZANDO TÉCNICA Y ECONÓMICAMENTE LA FACTIBILIDAD DEL SISTEMA.**

---

**CONTENIDO**

---

<b>7.- EVALUACIÓN DEL CASO DE ESTUDIO. ....</b>	<b>124</b>
7.1.- Resultados y su discusión. ....	124
7.2.- Conclusiones y recomendaciones. ....	127
<b>*BIBLIOGRAFÍA. ....</b>	<b>129</b>

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN A

# Capítulo 1

---

## INTRODUCCIÓN

---

1.1.- Justificación: El incremento en los costos energéticos en el ámbito mundial ha originado que se tomen acciones principalmente técnico - prácticas, para balancear los costos de producción en la industria química y optimizar los consumos energéticos.

De los diagnósticos realizados a 300 industrias centroamericanas se detecto una cantidad muy grande de oportunidades de ahorro y conservación de la energía. Dentro de estas oportunidades, se identificaron con un alto potencial de ahorro y uso eficiente en las áreas de vapor, aislamiento, intercambiadores de calor, combustión, refrigeración, corrección del factor de potencia, de iluminación y motores eléctricos, todo esto nos impulsa a buscar nuevas fuentes de energía para el futuro o administrar mejor con la que se cuenta.<sup>[3]</sup>

El objeto de este trabajo es aprovechar excedentes energéticos de una planta de fibra acrílica, ubicada en el Boulevard Industrial Petrocel, en Altamira Tamps.

1.2.- La hipótesis central de este proyecto es que es técnica y económicamente rentable sustituir un sistema de refrigeración por compresión mecánica, por un sistema de absorción con bromuro de litio, utilizando recursos excedentes, disponibles en el proceso de elaboración de fibra acrílica de la planta del caso de estudio en cuestión.

1.3.- El estudio se realizó de acuerdo a la siguiente metodología:

- i) Desarrollo de la Ingeniería conceptual y básica, para un sistema de refrigeración por absorción con bromuro de litio.
  - \*Diseño del sistema de absorción...
  - \*Dimensionamiento de componentes principales.
  
- ii) Comparación de cálculos obtenidos con sistemas similares para comprobar los resultados a los cuales se llegaron.
  
- iii) Estimación de los costos que resulten de la implementación del sistema propuesto.
  - \*Inversión.
    - \*Adquisición
    - \*Instalaciones
    - \*Modificaciones
  
  - \*Operación
  
- iv) Análisis económico comparativo con el sistema de compresión, para analizar la rentabilidad de implementar el sistema propuesto.

1.4.- Antecedentes.- El aumento del consumo mundial de energía ha conducido a la búsqueda de sistemas que permitan un rendimiento máximo. En proceso de fibra acrílica de la planta en cuestión, existen puntos donde la energía calorífica no es aprovechada al máximo (principalmente vapor excedente), por lo que se propone utilizar dicha energía como fuente de suministro para enfriar agua, necesaria para el área de polimerización y recuperación de la planta mencionada.

Actualmente en la planta de fibra acrílica del caso de estudio en cuestión, se utiliza como medio de enfriamiento un sistema de refrigeración por compresión mecánica, este sistema consume una carga eléctrica muy pesada, al emplear un compresor como fuente de energía para hacer pasar calor de un lugar a otro. Por lo que al usar vapor de desecho para hacer funcionar la unidad de refrigeración por absorción, da como resultado un sistema muy barato en su adquisición y funcionamiento. Lo que representa una ventaja sobre los sistemas de compresión.

La refrigeración se define como la técnica empleada para la extracción de calor de un cuerpo a otro y disminuir su temperatura, es decir que la refrigeración es cualquier proceso que mantenga a un sistema a una temperatura inferior a la de sus alrededores, de lo anterior se tiene que un sistema de refrigeración por absorción se basa en el principio de que todo cuerpo absorbe calor de cuanto lo rodea al pasar de un estado físico a otro, al utilizar la capacidad de una sustancia (el absorbente) para aspirar volúmenes relativamente grandes de vapor de otra sustancia, por lo común un líquido (el refrigerante), el absorbente tiene la capacidad de absorber grandes cantidades de vapor cuando está frío y liberarlas cuando está caliente. Como no se requiere de una fuente de calor de alto nivel, el ciclo de absorción encuentra una utilidad especial donde se puede disponer de vapor de baja presión o calor de desperdicio de algún proceso.

## Capítulo 2

### IDENTIFICACIÓN DE PUNTOS CON DISPONIBILIDAD ENERGÉTICA.

#### 2.1 - Descripción del proceso

En la empresa "Acme S.A. de C.V." se fabrica fibra acrílica, cuyos usos finales tienen una gran importancia en el mercado ya que se emplean en la fabricación ropa, alfombras, cobijas, hilados, telas para filtrar, etc.

La planta produce tres tipos de fibra que son:

- \*Filamento continuo o cable
- \*Fibra corta
- \*Mecha

La fibra corta y la mecha tienen filamentos uniformes de longitud similar a los del algodón, utilizándose en procesos de hilatura tipo algodонера. La producción se canaliza a los mercados de exportación en un 60% y el 40% restante se consume nacionalmente.

El proceso de fabricación de la fibra acrílica en esta planta, comienza con el almacenamiento de materias primas, la cual se localiza en la parte sur de la planta y consta de nueve tanques.

Las materias primas a partir de las cuales se obtiene la fibra acrílica son:

Fase	Descripción	No. de tanques	Nomenclatura
Líquido	Acilonitrilo	3	ACN
Líquido	Acrilato de metilo	1	MA
Líquido	Alilsulfonato de sodio	1	SAS
Líquido	Dimetil formamida	2	DMF
Líquido	Mezcla	2	Mezcla

El "ACN" es el componente fundamental de la fibra acrílica, cuyo nombre técnico es precisamente acrilonitrilo. El "MA" sirve para darle a la fibra acrílica suavidad y flexibilidad, debido a que la fibra acrílica es muy a menudo teñida es necesario agregarle "SAS", para que pueda retener el color que se le dé. La "DMF" no es materia prima, sin embargo es factor fundamental para el desarrollo de las operaciones de polimerización y al final se elimina del producto.

Las fases del proceso son:

- \*Polimerización.
- \*Destilación y Filtración
- \*Hilatura
- \*Conversión.
- \*Recuperación.

A continuación se dará una breve descripción de cada una de las etapas del proceso.

### 2.1.1- Polimerización

El ACN, el MA, la DMF y el SAS deben ser mezclados entre ellos en las proporciones correctas para poder dar un polímero de alta calidad, esto se realiza en el tanque de preparación de mezcla. Cuando se tiene la certeza de que la composición de la mezcla es la correcta, está se transfiere al tanque de almacenamiento de mezcla, la polimerización se efectúa en tres líneas de producción cada una formada por tres reactores en serie (Ver fig - 1).

A la mezcla formada se le agrega el catalizador, para posteriormente bombearse al sistema de reacción, el control automático de presión y temperatura del sistema de reacción de esta área, nos asegura una buena calidad del polímero y por lo tanto de la fibra acrílica.<sup>[1]</sup>

## 2.1.2- Destilación y Filtración.

El producto que se obtiene del último reactor está formado por polímero y monómero que no ha reaccionado disueltos en "DMF", para poder hilar el polímero es necesario eliminar todos los monómeros presentes. Esto se hace mediante una destilación.

Ya eliminados los monómeros por destilación, se agrega un poco de agua al polímero, para obtener una fibra más compacta y brillante llamada "pasta o dope". También se agregan otros aditivos, dependiendo estos del tipo de fibra que solicite el cliente. El siguiente paso es la filtración, que tiene la función de eliminar todas las impurezas sólidas presentes en la pasta formada, esto se lleva a cabo en un filtro prensa.<sup>[1]</sup>

## 2.1.3 - Hilatura.

En esta área se desarrollan las siguientes operaciones en tres líneas:

- \*Extrucción de la pasta en la tina de coágulo, formando el cable.
- \*Separación de la "DMF" del cable en las tinas de coágulo, preestiro y lavado.
- \*Formación de pacas de cable y fibra corta

Los equipos principales en este departamento se dividen en dos grandes secciones:

Zona húmeda:      Tina o baño de coágulo.  
                          Tina de preestiro.  
                          Tina de lavado.  
                          Tina de estirado  
                          Tina de primer enzímaje.

Zona seca:            Secadora  
                          Rizadoras.  
                          Plegadoras.  
                          Prensas de pacas.

El proceso de hilatura se inicia en la tina o baño de coágulo (ver fig.- 2) donde la pasta se extruye por medio de las hileras (donde se regula el diámetro del filamento) y al contacto con el agua se coagula, es decir solidifica formándose el cable (seis por línea), el cual se empieza a elongar a través de rodillos por diferencia de velocidades; mayor velocidad a la salida que en la entrada

De la tina de preestiro el cable continúa su elongación en la tina de lavado que consta de tres niveles para aumentar su tiempo de residencia y el contacto con el agua, para una completa eliminación de la "DMF". De la tina de lavado el cable continúa su viaje a la tina de "estiro" donde termina su elongación.

Durante el trayecto del cable por las tinas de coágulo, preestiro, lavado y "estiro", se va removiendo la DMF paulatinamente debido a la elongación, parte de la cual se diluye en la corriente de agua que circula por las tinas de la sección húmeda y parte se elimina por evaporación, debido a la temperatura de las tinas.

Estos vapores de DMF se succionan y se canalizan por ductos hacia dos vías:

- ⊕ La primer vía de vapores provenientes de las tinas de coagulo y preestiro y que contiene la mayor concentración de DMF, se envía a la columna de destilación C-1680, ubicada en el área de recuperación..
- ⊕ La segunda vía de vapores de menor concentración de DMF se envía a la atmósfera a través de los ventiladores extractores del techo del área de hilatura.

De la tina de estiro el cable continúa su trayecto por la zona húmeda hacia la tina de primer enzímaje, donde pasa por un baño de lubricante orgánico que tiene como función darle suavidad al cable y protegerlo antes de su entrada al secador. Los enzímajes son preparados en una sección especial donde se almacenan, se preparan y se dosifican con flujos y concentraciones establecidas según el producto específico a procesar.

Después de la tina de primer enzimaje el cable hace su arribo al secador donde se controla la humedad y el encogimiento de la fibra por medio de un gradiente de temperatura y velocidad regulados automáticamente. La estructura del secador consta de 24 compartimentos donde están instalados grandes tambores y ventiladores. El secado del cable se obtiene a través de aire caliente cuya temperatura se controla por el flujo de vapor proveniente de radiadores internos. El aire caliente del secador se expulsa a la atmósfera por un ducto

A la salida del secador el cable se sumerge en la tina del segundo enzimaje para eliminar la electricidad estática de la fricción, darle suavidad y prepararlo para su entrada a las máquinas rizadoras.

El siguiente paso es el rizado, donde se pasa cada cable por una máquina rizador que efectúa un prensado con el flujo de vapor dirigido al cable, todo esto bajo condiciones controladas según especificaciones tecnológicas.

Después del rizado el cable se seca a través de una corriente de aire el cuál se expulsa a través de un ducto a la atmósfera, a la salida de las rizadoras el cable esta en condiciones para convertirse en fibra corta o continuar su viaje para convertirse en paca de cable.

La fibra corta se obtiene haciendo pasar el cable por la máquina cortadora donde se regula el corte desde 2.5 a 10 cm, sin embargo, el tamaño clásico es de 3.8 y/o 6 cm, la fibra corta se transporta neumáticamente por un ducto hasta la prensa donde se forman pacas de 400 kg.

El cable de rizadoras puede seguir la otra vía hasta plegadoras donde es plegado y prensado, adoptando la forma rectangular de una paca antes de pasar a la prensa de cable, en las prensas de cable se embala y se forman pacas de 400 kg protegidas con rafia y sujetadas con fleje metálico para su manejo en el embarque a los mercados nacional y extranjero.<sup>[1]</sup>

#### 2.1.4.- Conversión.

Una vez que el cable se encuentra en forma de paca se envía al almacén de producto terminado. Dado que existen varias especificaciones de producción una parte de esta se envía al área de conversión (Ver fig. 3) para maquilar y darle un mayor valor agregado al producto resultante, este producto es la mecha.

El proceso de conversión consiste en romper controladamente el cable en las máquinas "Tetamex" mediante estirado por diferencia de velocidades entre los rodillos de entrada y salida. Una parte de la fibra proveniente de las máquinas "Tetamex" pasa directamente a la siguiente fase del proceso en las máquinas integradoras y otra parte se envía al proceso de termofijado, donde mediante vapor la fibra se retrae lo cual impide su encogimiento en los procesos textiles finales a los que sea sometida la fibra para la fabricación de telas.

Después del proceso de termofijado la fibra fijada se combina con fibra retráctil en las máquinas "Cognetex", donde se desgarran y se peina convirtiéndose en mecha, que es otra presentación de los productos de esta planta. <sup>(1)</sup>

#### 2.1.5.- Recuperación.

Uno de los mayores contribuyentes a la economía del proceso es el área de recuperación de "DMF" en donde se devuelven las condiciones originales a este solvente para reciclarlo al proceso.

Básicamente el área de recuperación, la componen las secciones de concentración y agotamiento:

De la columna de concentración se pasa a la evaporación para asegurar que solo entre fase gaseosa en la columna de agotamiento. Las bombas de vacío mantienen bajo el punto de ebullición tanto en concentración como destilación de fondos, en donde se separan el ácido fórmico producto de la degradación de DMF, así mismo se mantiene un grado de acidez que evite la ruptura espontánea de la molécula de DMF.

Ligada al proceso está la sección del baño de coágulo, en hilatura, donde se ajustan concentraciones y temperaturas que requiere el proceso; también se recuperan los vapores de DMF, provenientes de las máquinas de preestiro en zona húmeda.

La sección de cáscame consiste en un sistema de disolución, almacenamiento, filtración y dosificación de fibra de desecho para tratar de reducir a cero el desperdicio de insumos.

Se completa la fase económica de recuperación con la sección de colección de condensados provenientes de servicios auxiliares, polimerización, recuperación, hilatura y conversión.<sup>[1]</sup>

# Area de polimerización

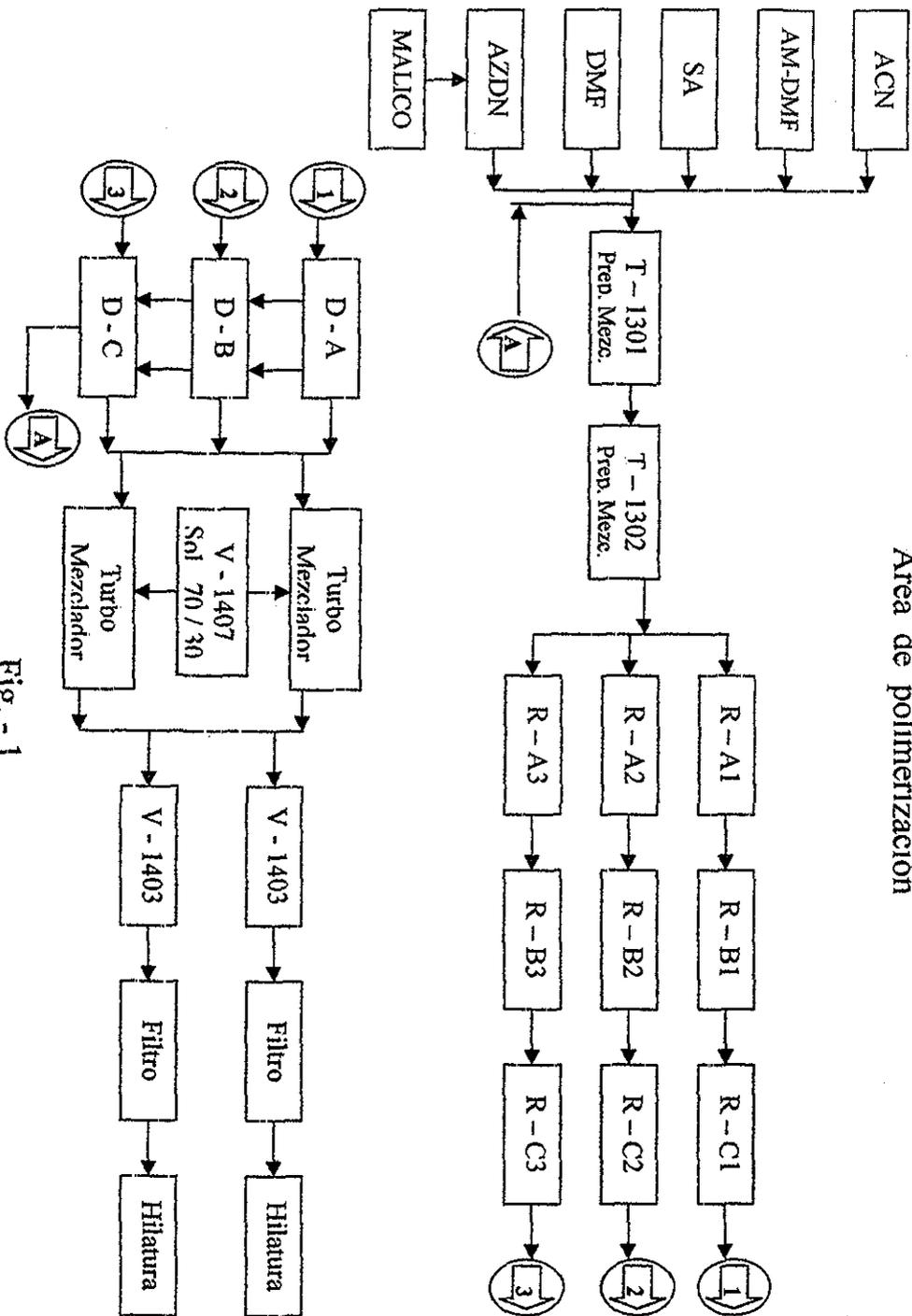


Fig. - 1

# Area de hilatura

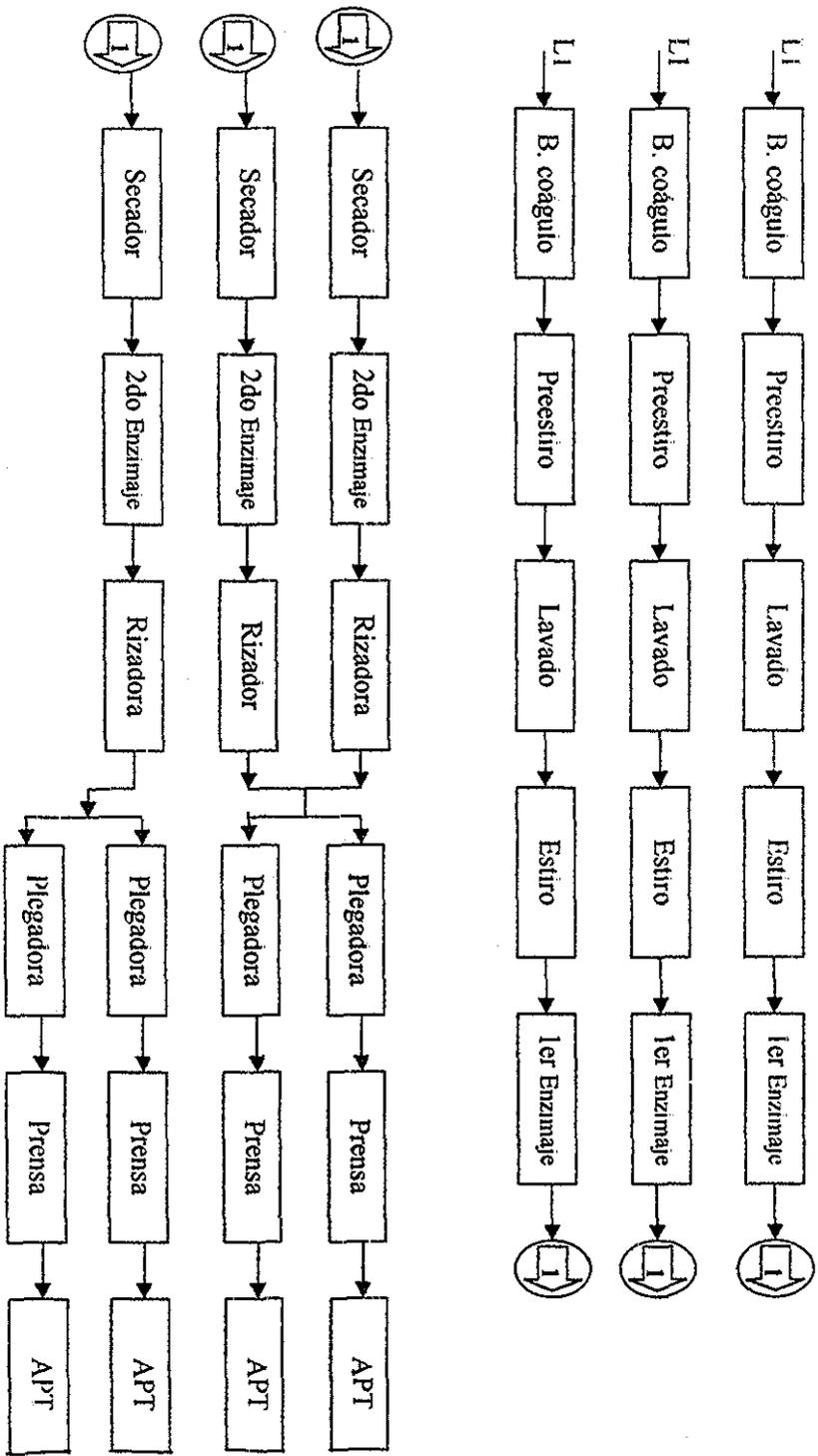


Fig. - 2

# Area de conversión

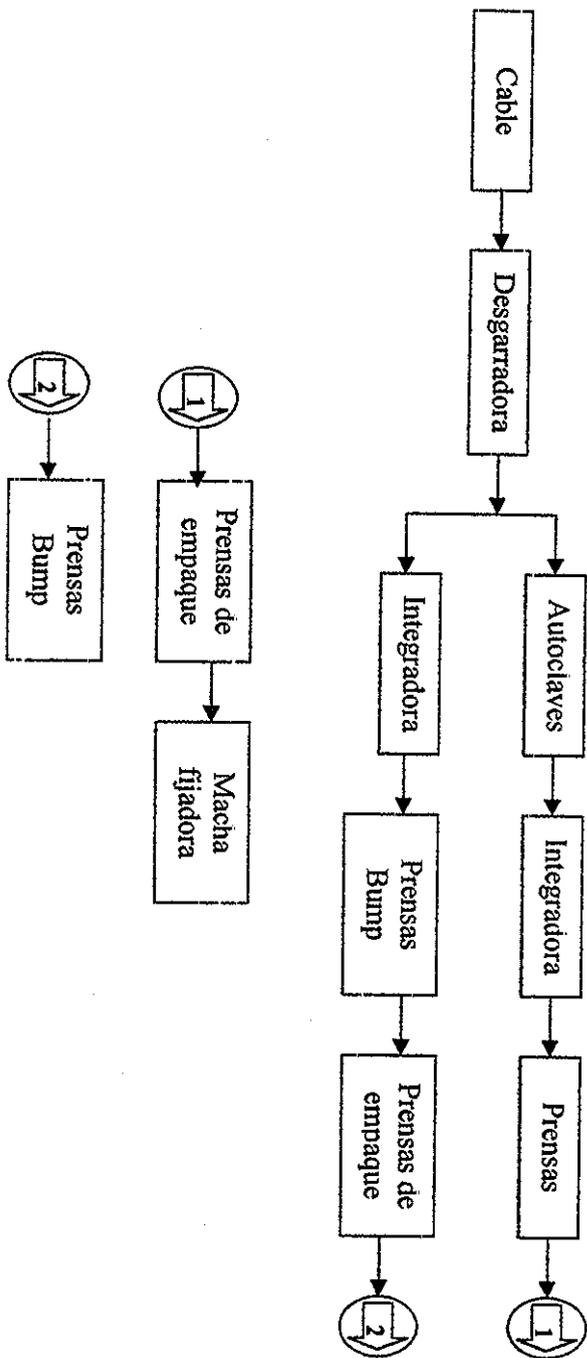
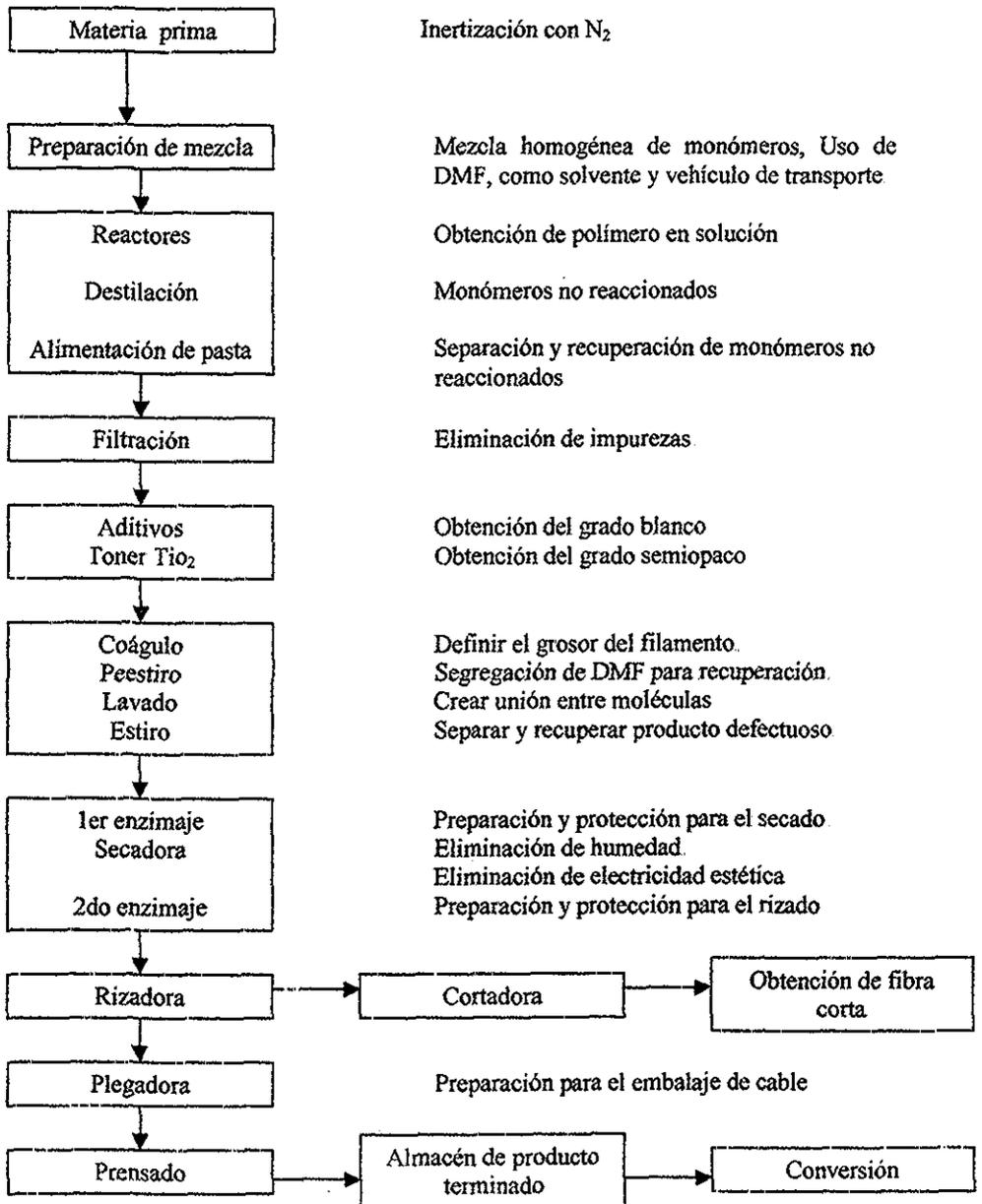


Fig. - 3

Fig. - 4. Diagrama de flujo de operaciones.

Diagrama del proceso de fibra acrílica.



## 2.2 –Equipos potenciales para aprovechamiento de calor.

En cada área existe cuando menos un punto donde de alguna manera se desperdicia o se desaprovecha energía. Aunque solo se analizaran los equipos en donde se pueda reutilizar la energía para el fin propuesto en este proyecto, optimizando este recurso.

En el área de recuperación se encuentra un equipo (Ver fig - 5). En él se observó una corriente de bajo nivel energético desaprovechada, este equipo es el evaporador V – 1655, el cual vaporiza la solución proveniente de la columna C – 1655, por medio de los reboilers. El producto en forma de vapor entra al separador de gota, mientras que los fondos son enviados al destilador de ácido fórmico. La energía a recuperar proviene del vapor sobrecalentado utilizado para calentar la calandria del evaporador, aprovechando el vapor de desecho que se genera.<sup>[5]</sup>

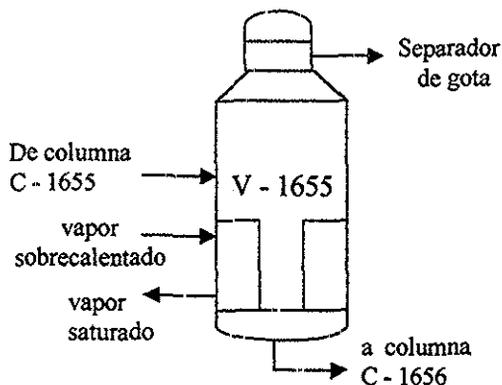


Fig - 5. Evaporador, V – 1655.

El área de polimerización es otra área de donde se puede reutilizar energía, en este caso son los reactores primarios de polimerización (Ver fig - 6), a estos tanques de reacción se alimenta la mezcla, así como el catalizador al primer reactor, al mismo tiempo que entra la mezcla fresca al reactor sale por el fondo producto parcialmente polimerizado que es enviado al segundo reactor, de igual manera pasa al tercer reactor, donde se obtiene el polímero final, que es enviado a destilación. Este tipo de proceso químico se llama polimerización continua en presencia de solvente.

De igual manera que en el área de recuperación, la energía a recuperar proviene del vapor sobrecalentado utilizado para calentar el primer reactor de cada una de las líneas de polimerización, necesario para lograr las condiciones de operación de cada reactor, esto requiere de vapor sobrecalentado a  $300^{\circ}\text{F}$ , así como un tiempo de residencia de aproximadamente 15 minutos. [5]

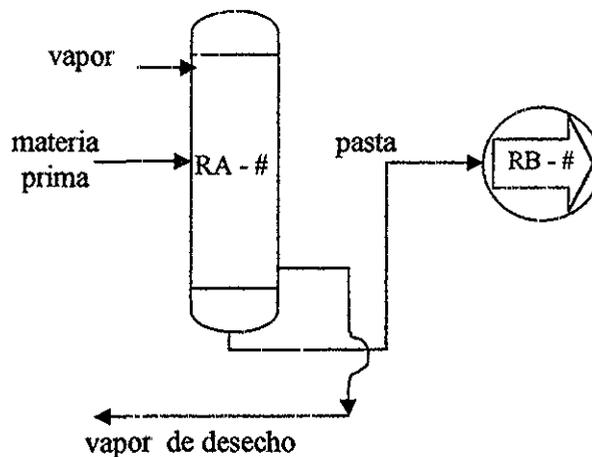


Fig - 6 Reactor primario de polimerización

### 2.3 - Cuantificación de energía por recuperar.

Como se mencionó en el punto 2.2, el evaporador V – 1655 y el reactor primario de polimerización R – A#, se identificaron como equipos donde se desaprovecha energía calorífica, concretamente es vapor saturado, este es el recurso a cuantificar, para conocer el grado de reutilización.

Con los datos obtenidos de proceso se puede cuantificar la cantidad de vapor a reutilizarse

Analizando el evaporador, V – 1655.

#### Datos de proceso

$W_A$  (lb/hr)= 38,524  
 $C_{pA}$  (BTU/(lb °F)) = 0.78  
 Temp. entrada °F= 140

$W_B$  (lb/hr)= 13,154  
 $\lambda_{a 270°F}$  (BTU/lb)= 932

$W_c$  (lb/hr)= 25,369

Temp. operación °F = 270

Vapor Sobrecalentado :

Temp. salida °F = 267  
 Temp. entrada °F= 300  
 Presión (lb/in<sup>2</sup>) = 40  
 $\lambda_{a 300°F}$  (BTU/lb)= 1,186.8  
 $C_p$  (BTU/(lb °F)) = 0.55

Vsc: Vapor sobrecalentado.  
 Vs: Vapor saturado.  
 $\lambda$ : Calor latente.  
 $C_p$ : Calor específico.  
 W: Flujo

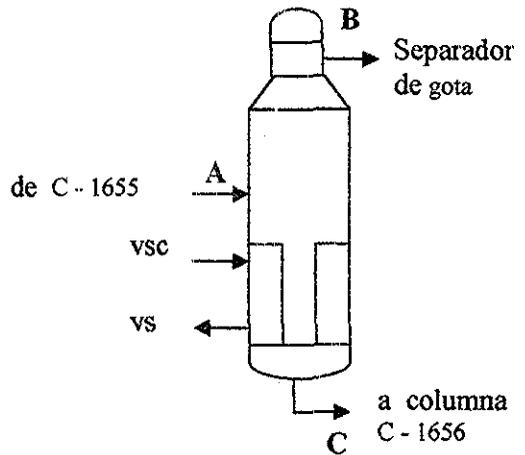


Fig.- 5. Evaporador, V – 1655

#### Balance de calor general

$$W_s C_{ps} \Delta T_s + W_s \lambda_s + W_A C_{pA} (T_A - T_{opn}) = W_B \lambda_B$$

Calor de Evaporación:

$$Q_{\text{evap}} = W_B \lambda_B$$
$$Q_{\text{evap}} (\text{BTU/lb}) = 12,257,270$$

Carga Térmica:  $\Delta T$  (°F) =  $T_s - T_{\text{opn}} = 30$

Base de cálculo del coeficiente total de diseño  $U_D$  (BTU/(hr ft<sup>2</sup> °F): 700

De la Fig.- 7, a una carga térmica de 30 °F y una temperatura de evaporación de 270 °F, el porcentaje del coeficiente base es: 75%

Coeficiente real:  $U_d * 75\% = 525$

Cálculo de la superficie:

$$A (\text{ft}^2) = \frac{Q_{\text{evap}}}{U_D * \Delta T}$$

$$A (\text{ft}^2) = 778$$

Balance de calor general

$$W_s C_p \Delta T_s + W_s \lambda_s + W_A C_{pA} (T_A - T_{\text{opn}}) = W_B \lambda_B$$

$$W_s * 0.55(300 - 287) + W_s * 1186.8 + 38523.6 * 0.78(140 - 270) = 13154.4 * 931.8$$

Flujo de vapor a recuperar:

$$W_s (\text{lb/hr}) = 13,414.30$$

$$W_s (\text{tn/hr}) = 6.0$$

6.0 tn/hr, es la cantidad de vapor a reutilizar en el evaporador V - 1655, ubicado en el área de recuperación. Este vapor es insuficiente para el fin propuesto en este proyecto, por lo que es necesario proceder a calcular el reactor del área de polimerización.

Reactor primario de polimerización R-A#

Datos de proceso

Flujo A (lb/hr)=	225,984
$\rho$ de mezcla (lb/gal):	7.04
$\theta$ residencia(min):	15
Volumen (gal):	7,500
$\Delta H_{rMEZ}$ (BTU/lb):	310
Temp. operación °F=	270

vapor :

Temp. salida °F=	267
Temp. entrada °F=	300
Presión (lb/in <sup>2</sup> ) =	40
$\lambda_{a 300°F}$ (BTU/lb)=	1,187
$C_p$ (BTU/(lb °F)) =	0.55

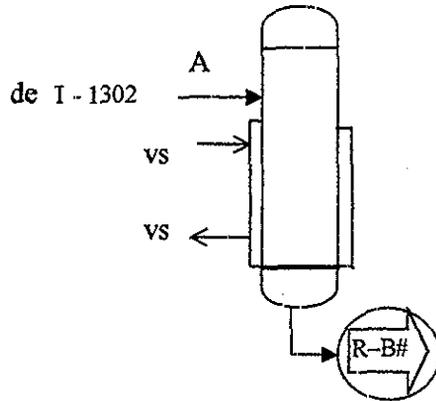


Fig - 6 Reactor, R - A#

Vs: Vapor saturado.

$\rho$ : Densidad

$\theta_r$ : Tiempo residencia

$\Delta H_r$ : Calor de reacción

Balance de calor general

$$Q_{R-A\#} \text{ (BTU/hr)} = \frac{M \cdot \Delta H_r}{\theta_r}$$

M: Masa (lb) = Volumen \* densidad = 52,800

$$Q_{R-A\#} \text{ (BTU/hr)} = 65,472,000$$

Flujo de vapor a recuperar:

$$W_s C_p \Delta T_s + W_s \lambda_s = Q_{R-A\#}$$

$$W_s \cdot 0.55(300 - 287) + W_s \cdot 1186.8 = 65,472,000$$

$$W_s \text{ (lb/hr)} = 54,834$$

$$W_s \text{ (tn/hr)} = 25.0$$

Tabla de resultados

Area de recuperación:	Area de polimerización:
Evaporador V - 1655	Reactor RA - #
Flujo de vapor recuperado:	Flujo de vapor recuperado:
Ws (lb/hr) = 13414	Ws (lb/hr) = 54834
Ws (tn/hr) = 6.1	Ws (tn/hr) = 25
Área de Recuperación:	6
Área de Polimerización:	25
Vapor total a recuperar (tn/hr) =	<u>31.0</u>

La cantidad de vapor requerida, para la capacidad calculada de los dos ciclos de absorción es del orden de 22 tn/hr de vapor, por lo que al contar con 31.0 tn/hr a reutilizar, se comprueba la funcionalidad de ambos sistemas de absorción, cabe mencionar que existen otros equipos donde también se desaprovecha este recurso, dichos equipos no fueron calculados debido a que quedan fuera del alcance proyectado <sup>[5]</sup>

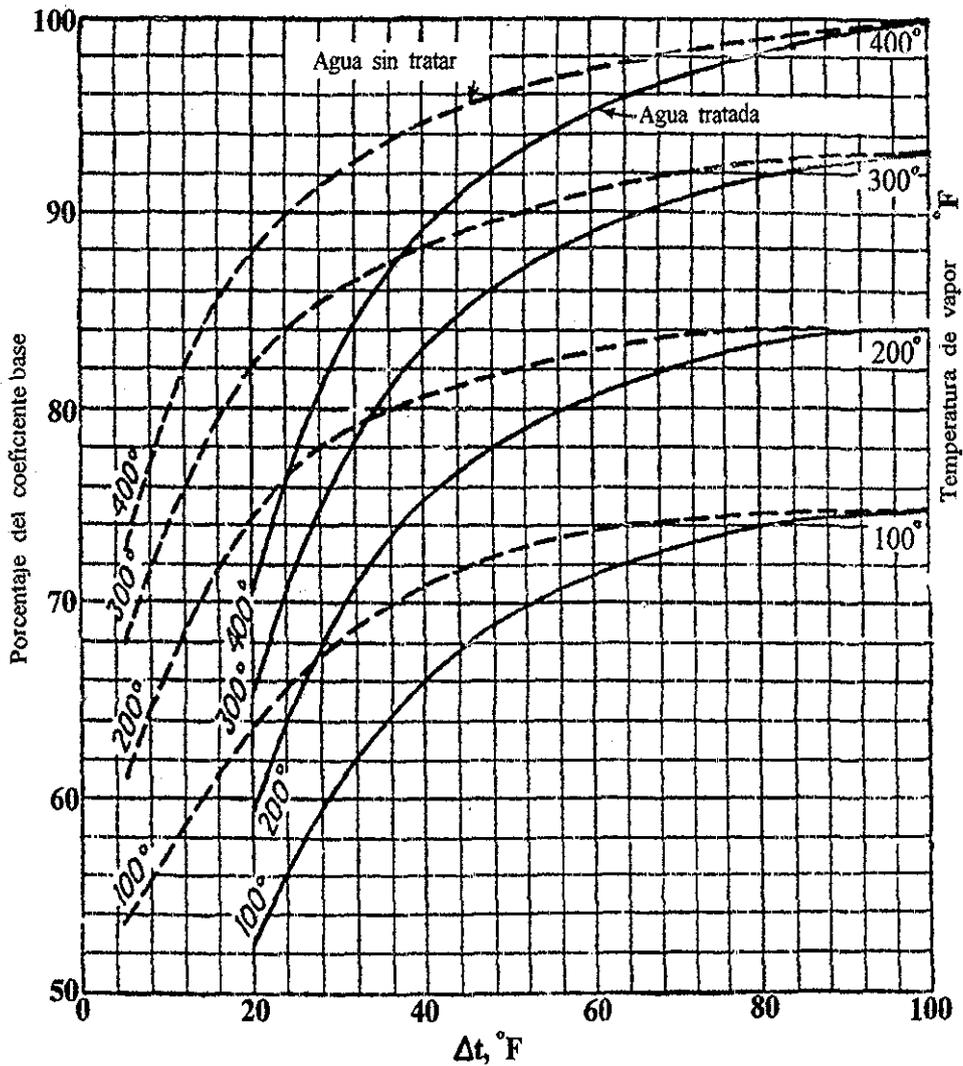


Fig - 7, Coeficientes para evaporación

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## Capítulo 3

---

### CÁLCULOS DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

---

#### 3.1- Recopilación de datos.

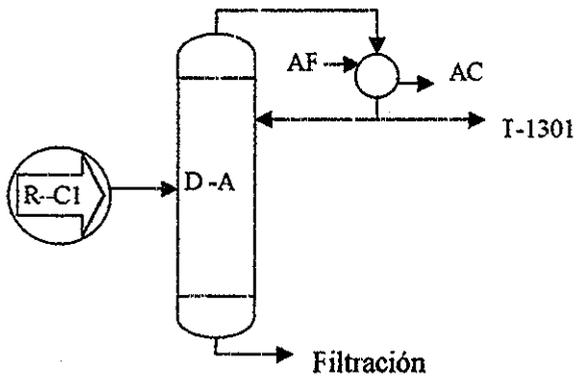
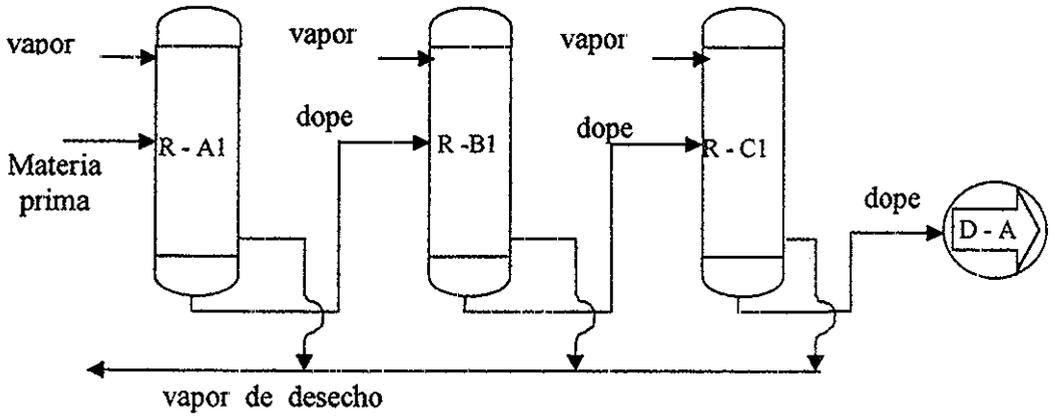
##### 3.1.1- Area de Polimerización

La mezcla así como el catalizador se introducen en forma continua al primer reactor, al mismo tiempo que entra la mezcla fresca al reactor sale por el fondo producto parcialmente polimerizado que es enviado al segundo reactor, de igual manera pasa al tercer reactor, que es de donde sale el polímero final. Para lograr las condiciones de operación cada reactor requiere de vapor sobrecalentado a 300 °F, así como un tiempo de residencia de aproximadamente 15 minutos. La polimerización se lleva a cabo en tres líneas de producción cada una formada por tres reactores en serie.

El producto que se obtiene del último reactor está formado por polímero y monómero que no ha reaccionado disueltos en "DMF" comúnmente llamado pasta o "dope", para poder hilar el polímero es necesario eliminar todos los monómeros presentes. Esto se hace mediante los destiladores "SMS", la pasta entra por la parte de arriba de los destiladores, los cuales tienen agitación y son calentados con vapor, la pasta al ir descendiendo por las paredes se separa de los monómeros que no han reaccionado.

Ya eliminados los monómeros por destilación, se agrega un poco de agua al polímero, para obtener una fibra más compacta y brillante. También se agregan otros aditivos, dependiendo estos del tipo de fibra que solicite el cliente. El siguiente paso es la filtración, que tiene la función de eliminar todas las impurezas sólidas presentes en él "dope o pasta". Esto se lleva a cabo en un filtro prensa.<sup>[1]</sup>

Fig.- 8. Area de polimerización



### 3.1.2- Area de recuperación

La dimetil formamida, mejor conocida como DMF, es el solvente en este proceso de polimerización, la cual es obtenida a partir de monóxido de carbono con dimetil amina, siendo reversible a más de 350 °C en su reacción de formación. La DMF es un líquido incoloro, con un aroma muy particular y característico.

La DMF es un solvente esencialmente neutral, que en ausencia de medios ácidos, alcalinos y algunos compuestos halogenados, es estable hasta su punto de ebullición, el cual es aproximadamente de  $156 \pm 2$  °C. La DMF se descompone a altas temperaturas en ácido fórmico y dimetil amina, haciendo esto su nula utilización, hasta que sea procesado para su recuperación.

La DMF al pasar durante los diferentes puntos del proceso va sufriendo una cierta descomposición, dando la formación de dimetil amina y ácido fórmico. La DMF recuperada en baño de coágulo, preestiro, lavado y estiro se envía al área de recuperación de DMF hacia la columna de concentración C - 1654 (60% DMF) y otra parte se envía a la columna C - 1656, previo paso por el evaporador V - 1655, de aquí la DMF recuperada es enviada al tanque de preparación de mezcla T - 1601.

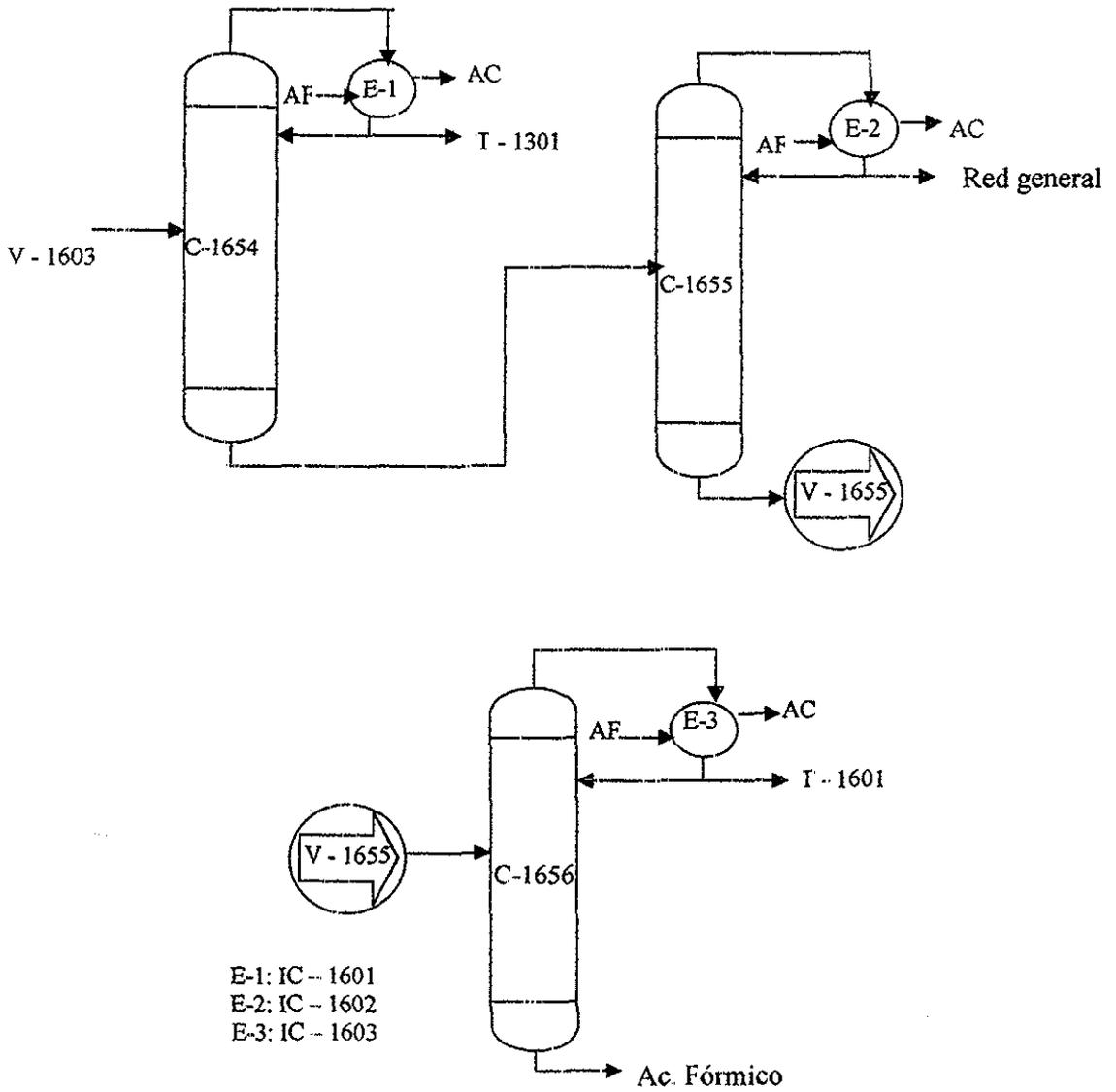
Los fondos de la columna C -1654, son enviados a la columna C -1655 (30 % DMF), donde se separa en:

\*una mezcla de ácido fórmico, dimetilamina y DMF producto de la degradación en el proceso, esta corriente es enviada al evaporador V - 1655 para regenerar el solvente.

\*DMF arrastrada de la columna C-1654.

En el evaporador V -1654 la solución se vaporiza por medio de reboilers, el producto en forma de vapor entra a un separador de gota y después a la columna C - 1656 (columna de agotamiento), donde el producto del domo tiene una alta concentración de solvente que es enviado a la red general, el producto del fondo contiene solución no regenerada, que en su mayoría es ácido fórmico. <sup>[1]</sup>

Fig.- 9. Area de recuperación



### 3.2- Cantidad de calor a remover en proceso

#### 3.2.1- Area de Polimerización.

Intercambiador IC - A, de la columna D - A. Ver detalle en fig - 10.

El primer punto a analizar, es el intercambiador IC - A, que se encuentra en el área de polimerización, este equipo condensa el monómero destilado en la columna D - A, el monómero destilado es enviado al tanque primario de preparación de mezcla T - 1301, para hacerlo reaccionar nuevamente. Es importante mencionar que la planta cuenta con tres líneas de polimerización idénticas, por lo que los cálculos obtenidos en este punto serán del mismo orden para los intercambiadores de las otras dos líneas de polimerización: <sup>[1]</sup>

$$IC - A = IC - B = IC - C$$

Descripción de líneas:

Línea 1, monómero destilado en columna D - A, con un flujo de 104 gpm a una temperatura de 65 °C.

Línea 3, reflujo

Línea 2, monómero a tanque de mezcla primario T - 1301, con una temperatura de 50 °C

Línea 4, agua fría

Línea 5, agua fría

#### Datos de Proceso

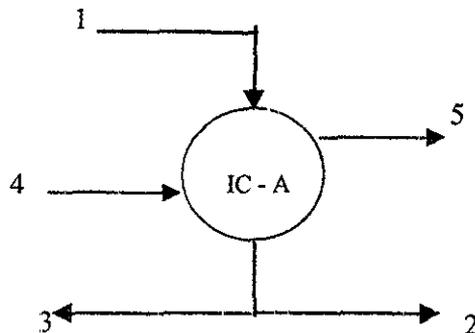
$$w = 80 \text{ gpm} = 15,333 \text{ kg/hr}$$

$$Cp\Delta T = 105,2 \text{ J/gr} = 105,200 \text{ J/kg}$$

$$Cp\Delta T = 98,83 + 45,857 \cdot 10^{-2} \cdot \Delta T - 30,44 \cdot 10^{-5} \cdot \Delta T^2 + 83,81 \cdot 10^{-9} \cdot \Delta T^3$$

$$T_i = 65 \text{ °C}$$

$$T_f = 50 \text{ °C}$$



Cantidad de calor a remover en IC - A

$$Q = wC_p\Delta T$$

$$Q = 15,333 * 105,200$$

$$Q = 1,61 * 10^9 \text{ J/hr} = 1,528,940 \text{ BTU/hr}$$

Como la planta cuenta con tres líneas de producción idénticas, las cuales trabajan bajo las mismas condiciones de proceso, estos cálculos aplican para las dos restantes, por lo que se tiene:

$$L1 = L2 = L3$$

Q (BTU/hr)

$$L1 = 152,8940$$

$$L2 = 152,8940$$

$$L3 = \underline{152,8940}$$

$$\text{Total} = 4,586,820 \text{ BTU/hr}$$

Este es el total de calor a remover en el área de polimerización, la cual cuenta como se ha mencionado anteriormente con tres líneas de producción.<sup>[6]</sup>

### 3.2.2.- Area de Recuperación

Intercambiador IC - 1601, de la columna C - 1654. Ver detalle en fig.- 11

Uno de los mayores contribuyentes a la economía del proceso es el área de recuperación de "DMF" en donde se devuelven las condiciones originales a este solvente para reciclarlo al proceso.

El primer equipo a analizar en el área de recuperación es el intercambiador IC-1601, el cual enfría dimetilformamida con alta alcalinidad, proveniente de la columna de concentración C - 1654, la DMF condensada es enviada al tanque T - 1301, que es el tanque primario de preparación de mezcla en el área de polimerización <sup>(1)</sup>

Descripción de líneas:

Línea 6, DMF destilada en columna C - 1654, con alta alcalinidad y un flujo de 76 gpm a una temperatura de 58 °C.

Línea 7, reflujo.

Línea 8, DMF a tanque de mezcla primario T - 1301, con una temperatura de 43 °C

Línea 9, agua fría

Línea 10, agua fría

Datos de Proceso

$$w = 76 \text{ gpm} = 16,192 \text{ kg/hr}$$

$$T_i = 58 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_f = 43 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p = 28,7 \text{ J/(gr }^\circ\text{C)}$$

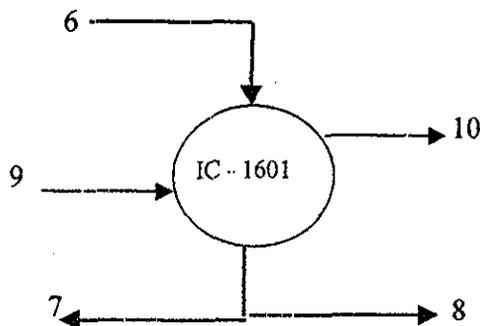


Fig.- 11

Cantidad de calor a remover en IC - 1601

$$Q = wC_p\Delta T$$

$$Q = 16,192 * 28,7 * (58 - 43) * 1,000$$

$$Q = 7 * 10^9 \text{ J/hr} = 6,635,071 \text{ BTU/hr}$$

Intercambiador IC - 1602, de la columna C - 1655. Ver detalle en fig - 12.

En este equipo se enfría DMF proveniente de la columna C - 1655, que es la última columna de la sección de concentración del área de recuperación, la DMF enfriada en este equipo es enviada a la red general, donde se almacena en el tanque I - 1656 (DMF deaminada) y de aquí se envía a cualquier punto del proceso.

Descripción de líneas:

Línea 11, DMF destilada en columna C - 1655, con alta acidez y un flujo de 22 gpm a una temperatura de 62 °C.

Línea 12, reflujo.

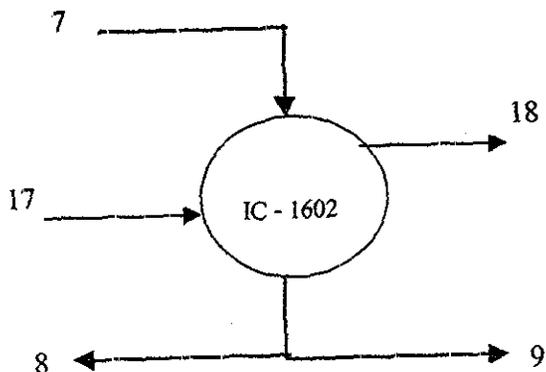
Línea 13, DMF a Red general, con una temperatura de 47 °C

Línea 14, agua fría

Línea 15, agua fría.

Datos de proceso  
 $w = 22 \text{ gpm} = 4,687 \text{ kg/hr}$   
 $T_i = 62 \text{ °C}$   
 $T_f = 47 \text{ °C}$   
 $C_p = 28,7 \text{ J/(gr °C)}$

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Cantidad de calor a remover en IC - 1602

$$Q = wCpd\Delta T$$

$$Q = 4687 * 28,7 * (62 - 47) * 1000$$

$$Q = 2,02 * 10^9 \text{ J/hr} = 1912630,4 \text{ BTU/hr}$$

Intercambiador IC - 1603, de la columna C - 1656. Ver detalle en fig.- 13

Este equipo condensa DMF de la columna C - 1656, que forma parte de la sección de agotamiento, la DMF enfriada en esta sección es enviada a la preparación de baño de coágulo hacia al tanque I - 1601.

Descripción de líneas:

Línea 16, DMF regenerada con alta acidez, destilada en columna C - 1656, para incorporar e red general con un flujo de 28 gpm a una temperatura de 58 °C.

Línea 17, reflujo.

Línea 18, DMF a tanque de preparación de baño de coágulo, I - 1601, con una temperatura de 43 °C

Línea 19, agua fría.

Línea 20, agua fría.

Datos de proceso  
 $w = 28 \text{ gpm} = 5,966 \text{ kg/hr}$   
 $T_i = 58 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $T_f = 43 \text{ }^\circ\text{C}$   
 $C_p = 28,7 \text{ J/(gr }^\circ\text{C)}$

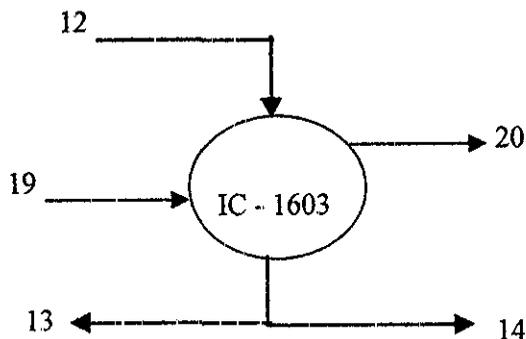


Fig.- 13

Cantidad de calor a remover en IC - 1603

$$Q = wC_p\Delta T$$

$$Q = 5,966 * 28,7 * (58 - 43) * 1,000$$

$$Q = 2,6 * 10^9 \text{ J/hr} = 2,464,455 \text{ BTU/hr}$$

Calor total a remover en ambas áreas

Area de recuperación		Area de polimerización	
Q (BTU/hr)		Q (BTU/hr)	
IC - 1601 =	6,635,071	Línea 1 =	IC - A 1,528,940
IC - 1602 =	1,912,630.4	Línea 2 =	IC - B 1,528,940
IC - 1603 =	2,464,455	Línea 3 =	IC - C 1,528,940
Total =	11,012,156.4	Total =	4,586,820

Calor total a remover en ambas áreas

Recuperación : 11,012,156.4

Polimerización : 4,586,820

$$Q_{\text{total}} = 15,598,976.4 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{\text{diseño}} = Q_{\text{total}} * FS = 21,838,567 \text{ BTU/hr}$$

Esta es la cantidad total de calor a remover en el proceso, por el sistema de refrigeración Cabe mencionar que a la suma de calor total, se le aplicó un factor de diseño como medida de seguridad, dicho factor es un 40% del calor total (FS = 1,4) <sup>[6]</sup>

### 3.3- Flujo de agua fría del sistema de refrigeración

Para determinar la cantidad de agua fría requerida para disipar la carga térmica del proceso en las áreas de polimerización y recuperación, se debe conocer la cantidad de calor a remover en ambas áreas. <sup>[4]</sup>

Area de recuperacion	Area de polimerizacion
Q (BTU/hr)	Q (BTU/hr)
IC - 1601 = 6,635,071	L1 = 1,528,940
IC - 1602 = 1,912,630	L2 = 1,528,940
IC - 1603 = 2,464,455	L3 = 1,528,940
 Total = 11,012,156 BTU/hr	 Total = 4,586,820 BTU/hr

Calor total a remover en ambas áreas

Recuperación : 11,012,156

Polimerización : 4,586,820

$$Q_{total} = 15,598,976 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{diseño} = Q_{total} * FD = 21,838,567 \text{ BTU/hr}$$

Flujo de agua Fría

Conociendo el total de calor a remover del proceso, se determina el flujo de agua fría necesario para disipar dicho calor, mediante un sencillo balance de energía

$$Q_{Total} = wCp\Delta T$$

Despejando w:

$$W_{agua\ fría} = \frac{Q_{diseño}}{Cp\Delta T}$$

Datos de proceso

$$Cp = 1 \text{ BTU/(lb } ^\circ\text{F)}$$

$$I_i = 44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$I_f = 56 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Flujo de agua fría requerido por las áreas de polimerización y recuperación.

$$W_{\text{agua fría}} = \frac{21,838,567}{1 \cdot (56 - 44)} = 1,819,880.6 \text{ lb/hr}$$

$$W_{\text{agua fría}} = 3,694 \text{ gpm}$$

### 3.4- Flujo de vapor de suministro al sistema de refrigeración.

Calor total a remover en ambas áreas

Recuperación : 11,012,156

Polimerización : 4,586,820

$$Q_{\text{total}} = 15,598,976 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{\text{diseño}} = Q_{\text{total}} \cdot \text{FD} = 21,838,567 \text{ BTU/hr}$$

Si se utiliza vapor de baja a 12 lb/in<sup>2</sup> (man), para lograr el efecto de refrigeración que requiere el proceso, es necesario disponer del siguiente flujo de vapor

$$Q_{\text{total}} = W_{\text{vapor}} \cdot \lambda$$

$$W_{\text{vapor}} = \frac{Q_{\text{diseño}}}{\lambda}$$

Vapor a 12 lb/in<sup>2</sup> (man),  $\lambda = 949.7 \text{ BTU/lb}$

$$W_{\text{vapor}} = \frac{21,838,567}{949.7}$$

$$W_{\text{vapor}} = 22,995.2 \text{ lb/hr}$$

$$W_{\text{vapor}} = 10.4 \text{ tn/hr}$$

Se requiere de 10.43 tn/hr de vapor de baja a 12 lb/in<sup>2</sup> (man) para lograr el efecto de refrigeración necesario para remover la cantidad de calor solicitado por el proceso. <sup>(4)</sup>

### 3.5- Capacidad del sistema.

Calor total a remover en ambas áreas

Recuperación : 11,012,156

Polimerización : 4,586,820

$$Q_{\text{total}} = 15,598,976 \text{ BTU/hr}$$

$$Q_{\text{diseño}} = Q_{\text{total}} * FD = 21,838,567 \text{ BTU/hr}$$

La Capacidad de la unidad de refrigeración\*, se obtiene mediante una simple conversión:

Conversión: 12,000 BTU/hr = 1 TR

IR: Toneladas de refrigeración.

$$\text{CUR}^* = \frac{Q_{\text{diseño}}}{\frac{12,000 \text{ BTU}}{1 \text{ TR}}}$$

$$\text{CUR}^* = \frac{21,838,567}{\frac{12,000 \text{ BTU}}{1 \text{ TR}}}$$

**CUR = 1,820 TR**

1820 TR, es la capacidad del sistema de refrigeración, como en el mercado no existen unidades de absorción tan grandes, se propone utilizar dos unidades de refrigeración de 908 TR, que es la capacidad comercial más próxima. <sup>(4)</sup>

### 3 6- Comprobación del ciclo de refrigeración.

Punto	Resultados
3.2	$Q_{total} = 21,838,567 \text{ BTU/hr}$
3.3	$W_{agua} = 3,694 \text{ gpm}$
3.4	Flujo de vapor = 10 43 tn / hr
3.5	C. del S. = 1820 TR

Al determinarse que la capacidad del sistema de refrigeración es de 1820 IR, se propone utilizar 2 unidades de 908 TR, que es la capacidad comercial más próxima.

Comprobación punto 3.2.

Utilizando dos unidades de 908 TR

Toneladas totales = 1816 TR

1 TR = 12000 BTU/hr

$$Q_{sist} = \frac{1,816 \text{ TR} * 12,000 \text{ BTU/hr}}{1 \text{ TR}}$$

$$Q_{sist} = 21,792,000 \text{ BTU/hr}$$

Comprobación punto 3.3.

$$Q_{\text{sist}} = 21,792,000 \text{ BTU/hr}$$

$$W_{\text{sist,agua}} = \frac{Q_{\text{sist}}}{C_{p\text{agua}} * \Delta T}$$

$$W_{\text{sist,agua}} = 3647 \text{ gpm}$$

Comprobación punto 3.4.

Vapor a 12 lb/in<sup>2</sup> (man)

$$\lambda = 949.7 \text{ BTU/lb}$$

$$W_{\text{sist,vapor}} = \frac{Q_{\text{sist}}}{\lambda}$$

$$W_{\text{sist,vapor}} = 10.4 \text{ tn / hr}$$

La cantidad de calor a remover en el proceso (punto 3.2) es prácticamente la misma que se obtuvo en la capacidad total del sistema, por lo que se comprueba que el sistema propuesto cumple con lo acordado en el punto 3.2.

Lo mismo ocurre con los puntos 3.3 y 3.4, donde las diferencias son mínimas, comprobándose la operabilidad del sistema a implementar. <sup>(4)</sup>

## Capítulo 4

---

### DISEÑO DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN POR ABSORCIÓN

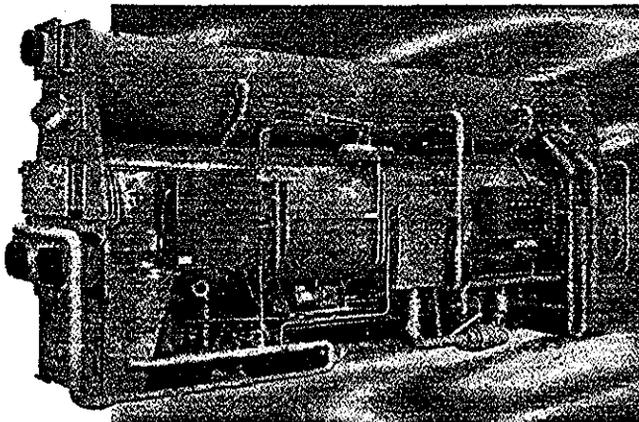
---

#### 4.1 - Generalidades

La selección del sistema de refrigeración se basa principalmente en el rango de temperaturas de operación y comúnmente en la disponibilidad de un fluido refrigerante. Por ejemplo, en una planta de olefinas, el etileno y propileno puro se encuentran disponibles; en tanto en una planta de producción de gas natural son el etano y propano con los que se cuenta. Si estos compuestos pueden operar como refrigerantes dentro del rango deseado serán indudablemente los que se seleccionen.

En la industria los sistemas de refrigeración más comúnmente usados son los sistemas de refrigeración por compresión mecánica y los sistemas de refrigeración por absorción.

Los sistemas de compresión mecánica, se basan en el empleo de un compresor como fuente de energía para hacer pasar calor de un lugar a otro. Los enfriadores de líquido por absorción, como el que se ve en la Fig - 14, emplean calor como fuente de energía. <sup>[4]</sup>



Unidad de refrigeración por absorción. Fig - 14.

Existen diferencias notables entre estos dos tipos de sistemas de refrigeración, como por ejemplo; en un sistema de absorción, el aumento en la presión es producida por medio de calor suministrado por el vapor circulante o algún otro gas caliente a través de un serpentín o tubería. El Generador - Absorbedor hace el trabajo del compresor, en el que el absorbedor reemplaza la carrera de succión y el generador la carrera de compresión. El cabezal rociador del generador corresponde a la válvula de expansión. Por lo que toca al evaporador y al condensador, son idénticos en un sistema de absorción como en un de compresión.

También dentro de los sistemas de absorción existen varios tipos de ciclos de refrigeración. Uno de los primeros y todavía ampliamente usado, es el sistema que se vale del agua como absorbente y del amoníaco como refrigerante. Pero existe otro sistema, como lo es el sistema de absorción agua-vapor, en el que el agua sirve como refrigerante y una solución de sales de bromuro de litio, como absorbente

La principal diferencia entre esto dos tipos de sistemas de refrigeración por absorción radica en que, con el bromuro de litio, el agua es el refrigerante y el bromuro de litio el material absorbente. En un sistema de amoníaco, el amoníaco es el refrigerante y el agua es el absorbente. En lugar que sea vapor el que deje el generador y vaya al condensador, se saca vapor de amoníaco del líquido concentrado y agua por el circuito hacia al condensador. Además, teniendo al agua como refrigerante, la refrigeración es inducida al alto vacío en el evaporador. En las máquinas de amoníaco, el ciclo opera bajo una presión positiva comparable con los sistemas de compresores mecánicos. Pero los componentes básicos son los mismos que en el ciclo de bromuro de litio.

Un sistema de absorción utiliza la capacidad de una sustancia (el absorbente) para aspirar volúmenes relativamente grandes de vapor de otra sustancia por lo común un líquido (el refrigerante). El absorbente tiene la capacidad de absorber grandes cantidades de vapor cuando esta frío y liberarlas cuando esta caliente.

Como no se requiere una fuente de calor de alto nivel, el ciclo encuentra una utilidad especial donde se puede disponer de vapor a baja presión o calor de desperdicio de algún proceso. Este principio esta encontrando cada vez mayor aplicación desde la introducción del bromuro de litio como absorbente y la construcción de unidades de gran capacidad.

### Operación.

La operación del sistema de absorción depende de dos factores:

- ☛ Un refrigerante (el agua) que hierve o evapora a una temperatura inferior a la del líquido que se enfría.
- ☛ Un absorbente (el bromuro de litio) que tiene una gran afinidad por el refrigerante.

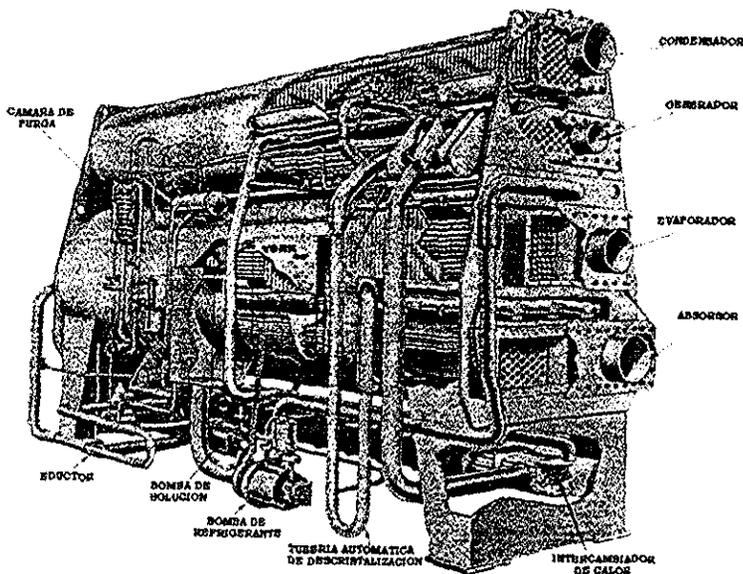
Para el uso en el enfriador de absorción, los cristales de bromuro de litio se disuelven en el agua; la mezcla se conoce como solución de bromuro de litio. Esta solución absorbente, sirve como vehículo para absorber y transportar el refrigerante de la parte del sistema en donde no se necesita a otra parte del sistema donde el refrigerante pueda recuperarse para ser utilizado de nuevo.

El enfriador de líquido por absorción como el mostrado en la Fig.- 15, consta de dos principales carcazas. La carcaza superior contiene el generador y el condensador y se mantiene con un vacío de aproximadamente un décimo de la presión atmosférica. La carcaza inferior contiene el evaporador y el absorbedor y se mantiene con un vacío de aproximadamente un céntimo de la presión atmosférica.

### Componentes.

Todos los enfriadores por absorción incluyen cuatro componentes básicos de intercambio de calor:

- \* Evaporador
- \* Absorbedor o Absorsor
- \* Generador
- \* Condensador



Componentes básicos Fig - 15

Además hay accesorios auxiliares que ayudan a los cuatro componentes básicos a realizar sus funciones. Típicamente son:

- Un intercambiador de calor
- Dos bombas de fluido
- Un sistema de purga
- Una bomba de vacío.
- Un sistema de descristalización automática.
- Una válvula de control de solución.
- Una válvula de vapor o agua caliente.
- Un eductor.
- Un centro de control.

Todo esto suena complicado hasta que se analiza cada paso a su vez.

A través de esta discusión, ciertas temperaturas y presiones se mencionan para permitir un mejor entendimiento del trabajo hecho en cada parte del sistema. Estas condiciones del ejemplo son aproximadas y pueden variar para otras temperaturas de salida de agua helada, temperaturas de agua de enfriamiento, condiciones de vapor, etc. <sup>[12]</sup>

#### 4.2- Evaporador

El propósito del evaporador es enfriar un líquido para usarlo en el proceso de refrigeración o en un sistema de aire acondicionado. Consideremos una aplicación típica (Ver fig.- 16)

El agua fría que entra al evaporador a 56 °F y se enfría a 44 °F. Para lograr esto la carcasa inferior se mantiene a una presión de 6 mmHg. Bajo estas condiciones el refrigerante (agua) se evapora a 39 °F, suministrando por tanto suficiente diferencia de temperatura para enfriar el agua helada a 44 °F.

Ya que el refrigerante puede evaporarse más fácilmente si se rompe en pequeñas gotas, se utiliza una bomba de circulación del sistema. El refrigerante entra en la parte superior de la carcasa inferior, parte del mismo se evapora cuando se pone en contacto con los tubos relativamente más calientes y el líquido que no se evapora se recoge bajo los tubos del evaporador. Una bomba recircula el refrigerante a través de un cabezal aspersor sobre los tubos del evaporador. Este sistema hace uso máximo del refrigerante y mejora la transferencia de calor manteniendo la superficie de los tubos húmeda todo el tiempo. <sup>[12]</sup>

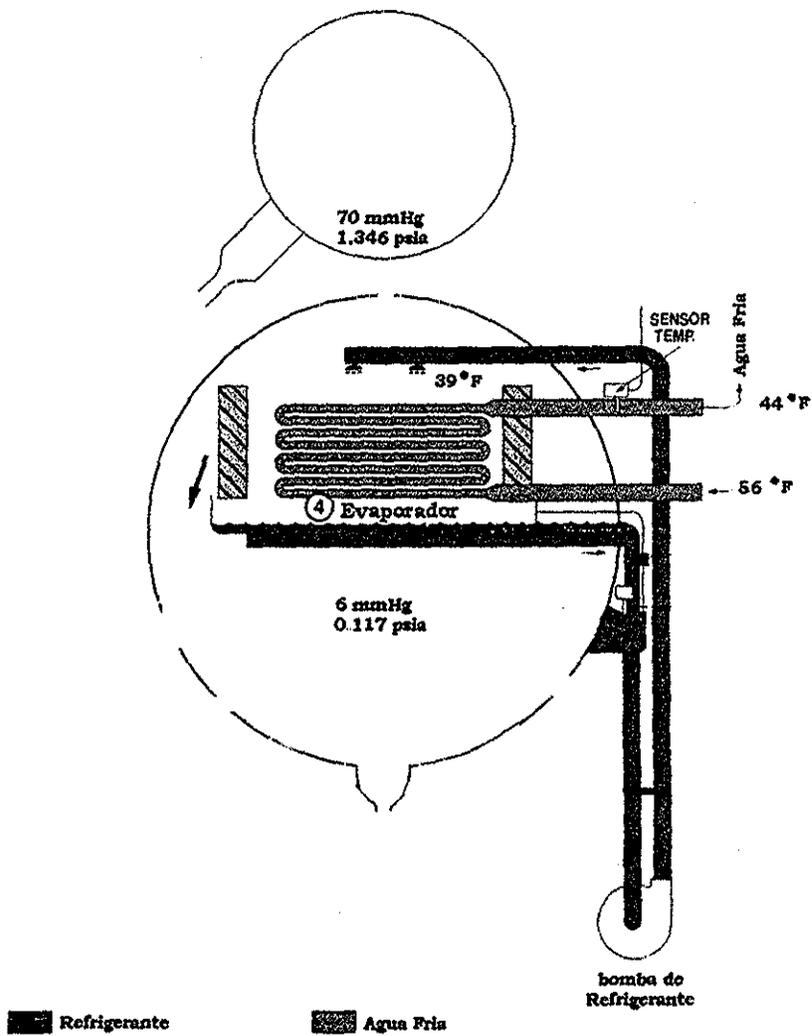


Diagrama del Evaporador. Fig - 16.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

4 3 -Absorbedor o absorsor

El vapor refrigerante del evaporador pasa por los eliminadores, que separan cualquier arrastre de refrigerante líquido. El bromuro de litio puede absorber mejor vapor de agua si se incrementa su superficie; por lo que, se usa una bomba para hacer recircular la solución del fondo del absorbedor a un cabezal de tubos en la parte superior de este (Ver fig.- 17).

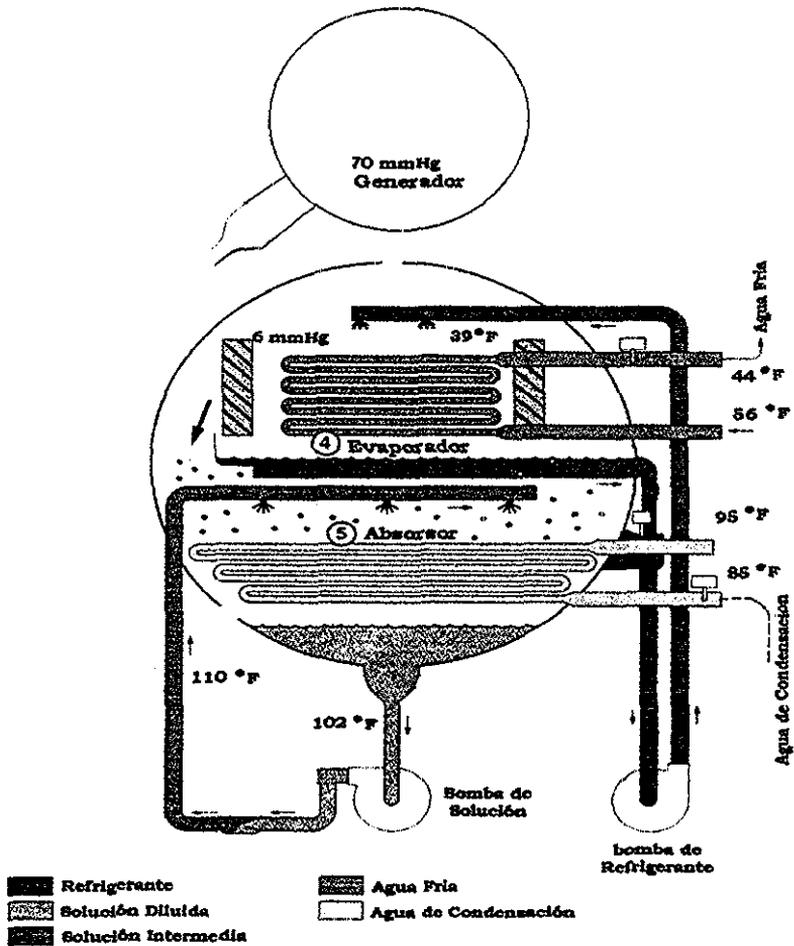


Diagrama del Absorbedor. Fig.- 17

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

El vapor de refrigerante es absorbido por la solución de bromuro, a esta mezcla se le llama solución diluida, el calor que se genera en este proceso se llama calor de absorción o de hidratación y se elimina por el agua de condensación, que fluye a través de los tubos del absorbedor.<sup>[12]</sup>

#### 4.4 -Generador

La solución diluida del fondo del absorbedor se bombea al generador localizado en la carcaza superior, la solución diluida fluye sobre el exterior de los tubos calientes del generador, el vapor o agua caliente en el generador sube la temperatura de la solución al punto de ebullición y evapora una parte del refrigerante. De nuevo hay dos sustancias, una solución concentrada de bromuro de litio y vapor de refrigerante (Ver fig - 18).

El vapor de refrigerante pasa a la sección de condensación y la solución concentrada de bromuro de litio retorna al absorbedor para ser reusada<sup>[12]</sup>

#### 4.5 -Condensador

El vapor de refrigerante liberado en el generador pasa a través de eliminadores, los cuales retiran cualquier solución de bromuro de litio arrastrada. Una presión de 70 mmHg se mantiene en la carcaza superior y hace que el refrigerante se condense a 112 °F, sobre los tubos del condensador (Ver fig - 19). Se utiliza agua de condensación la cual después de pasar por los tubos del absorbedor fluye al interior de los tubos del condensador.

El refrigerante condensado fluye por gravedad y presión diferencial por un orificio, al evaporador. Este refrigerante más el recirculado por la bomba de refrigerante se distribuye sobre los tubos del evaporador para completar el ciclo refrigerante.<sup>[12]</sup>

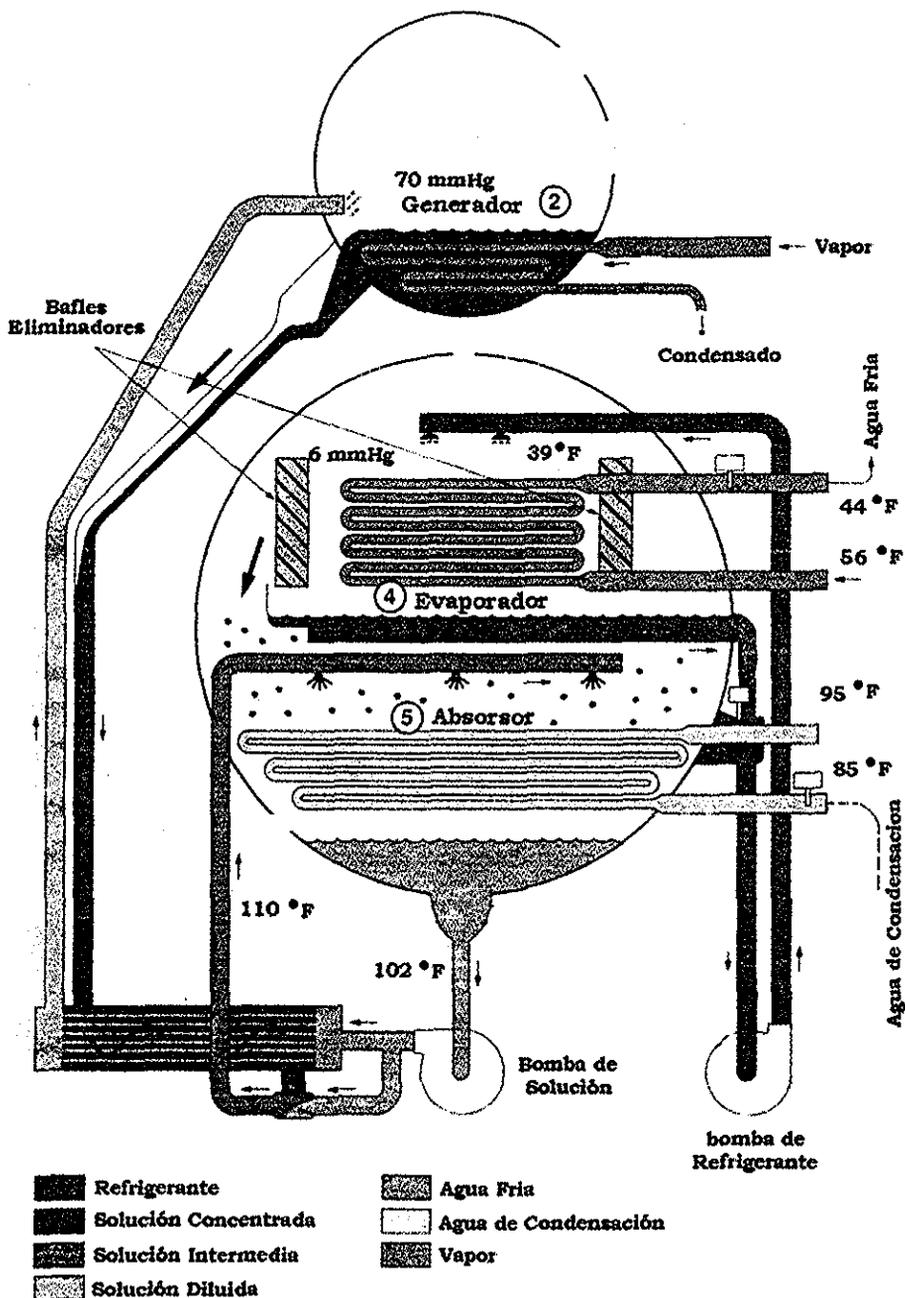


Diagrama del Generador. Fig - 18.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

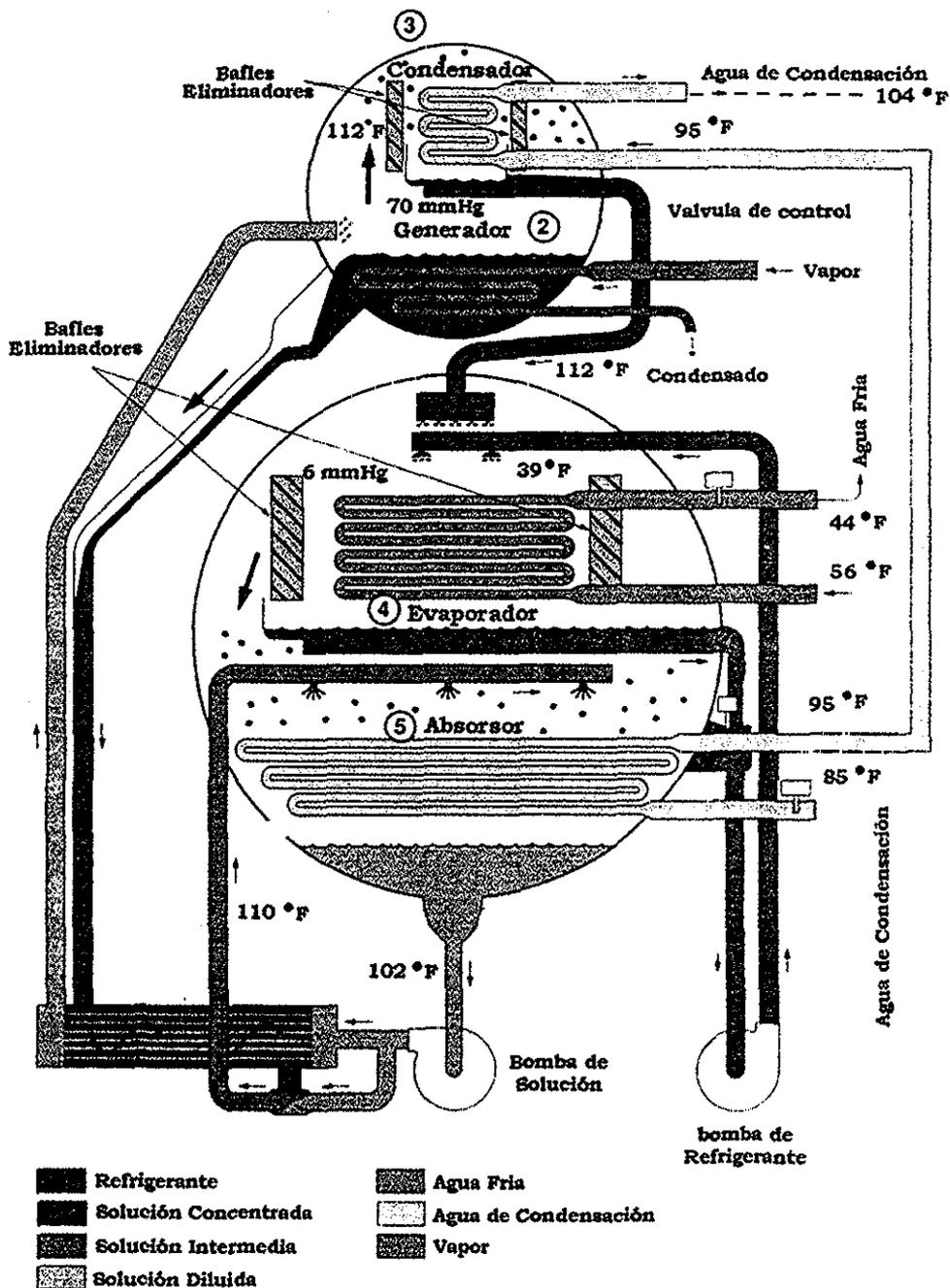


Diagrama del Condensador. Fig - 19

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## 4.6 -Accesorios

El sistema de absorción expuesto rendirá alrededor de 300 BTU de efecto de refrigeración por 1630 BTU de entrada de calor en el generador. Por lo tanto el factor de rendimiento es de alrededor del 18 %, pero puede mejorarse agregando ciertos accesorios auxiliares

Para hacer más eficiente el ciclo de absorción, se añaden varios accesorios; el primero es un intercambiador de calor en el tubo entre el absorbedor y el generador (Ver fig - 20).

El intercambiador de calor pone la solución concentrada de bromuro de litio caliente, que viene del generador en contacto con la solución diluida, relativamente fría, que viene del absorbedor.

La solución diluida sale del absorbedor a una temperatura de 102 °F y la solución concentrada de bromuro de litio está a una temperatura de 241 °F cuando viene del generador.

La introducción del intercambiador de calor mejora la eficiencia del ciclo, reduciendo la cantidad de vapor o agua caliente requerida en el generador.

Un segundo accesorio es el eductor, el cual suministra la circulación de la solución de bromuro de litio sobre los tubos del absorbedor (Ver fig - 20). Esto incrementa la eficiencia de absorción de vapor de refrigerante. Una porción de la solución diluida que sale de la bomba de solución del fondo del absorbedor, se dirige a través de un eductor, lo cual induce a que la solución concentrada se mezcle con la solución diluida de la bomba. Esta mezcla se envía a los cabezales difusores sobre el haz de tubos del absorbedor.<sup>[12]</sup>

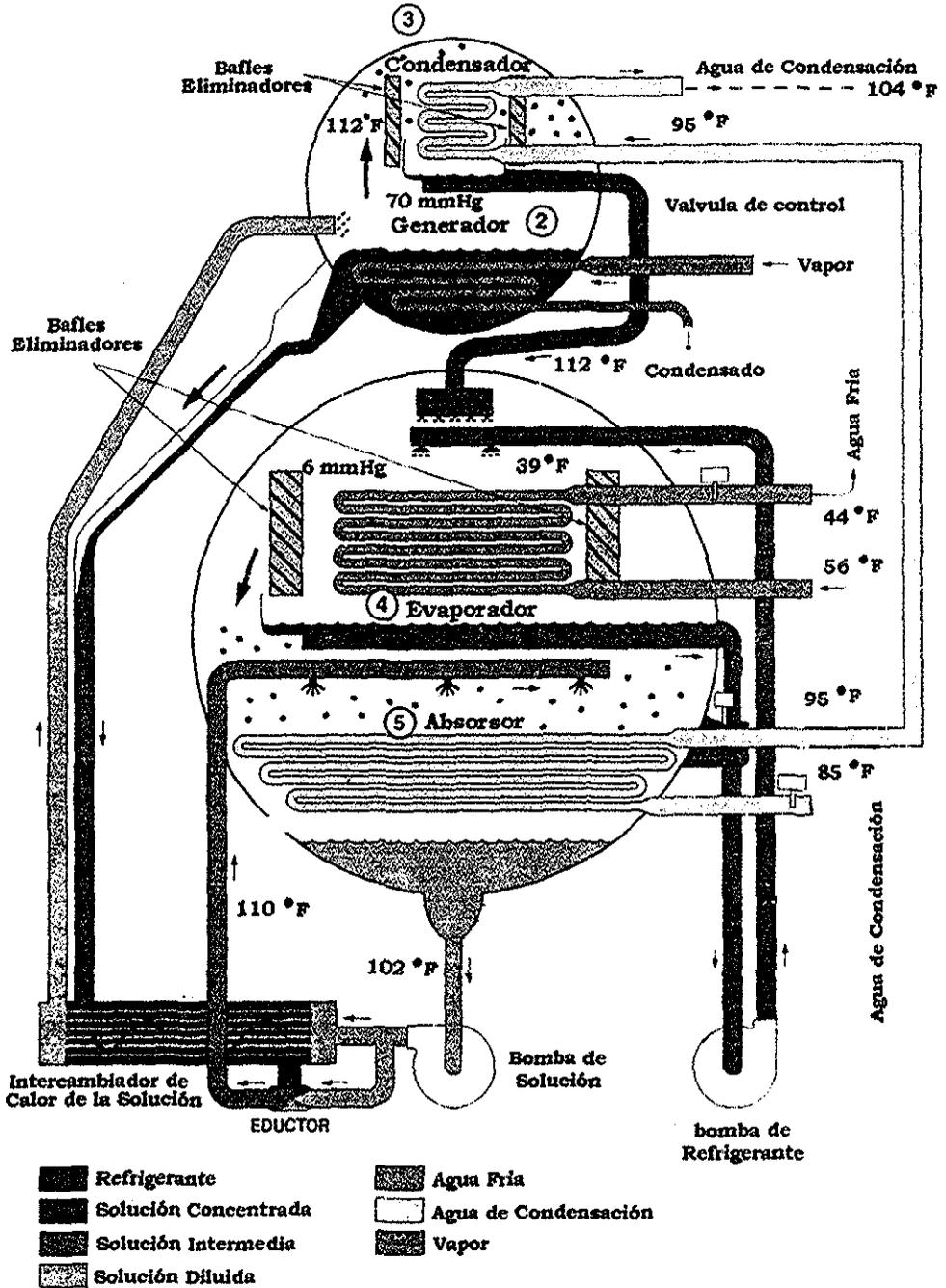


Diagrama de Accesorios Fig - 20

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

El tercer accesorio es el tubo de descristalización automático, el cual se diseña para evitar la cristalización de la solución de bromuro de litio. La cristalización puede ocurrir cuando la solución de bromuro de litio llega a ser demasiado concentrada (Ver fig - 21).

En ocasiones el enfriador se detiene debido a una falla prolongada de potencia; las temperaturas del refrigerante y de la solución de bromuro de litio, eventualmente alcanzarían la temperatura ambiente, causando posiblemente la cristalización de la solución concentrada en el generador, en el intercambiador de calor y la tubería de la conexión.

Cuando retorna la potencia, el calor del vapor o agua caliente, incrementará la temperatura de la solución concentrada en el generador, haciendo que se licúe. Sin embargo, la solución concentrada en la tubería y el intercambiador de calor, permanecerá cristalizada y se requiere agregar calor de vapor o de agua caliente para licuarlo.

La solución líquida del generador regresará por la tubería sobre el lado del generador del intercambiador de calor hasta que se derrame al tubo de descristalización automática para pasar después al absorbedor. La temperatura de la solución en el absorbedor se incrementará hasta cerca de 214 °F en vez de 102 °F. La bomba de solución entonces bombeará solución concentrada a 214 °F a través del intercambiador de calor. Este calor adicional licuará la solución en el intercambiador de calor y la tubería.

Cuando el flujo del generador al absorbedor vuelve a ser normal, el flujo a través de la tubería de descristalización automática, cesará y el sistema regresará a su operación normal.

En operación normal la tubería de descristalización automática esta diseñada para que sea un sello entre las carcasas superior e inferior, para evitar la igualdad de presiones.

Para mantener la tubería de descristalización, lista para ser utilizada en cualquier momento, una pequeña cantidad de solución diluida fluye constantemente a través de la misma.

Un cuarto accesorio es el sistema de purga, el cual se diseña para remover no condensables. Los gases no condensables se recolectan en la cámara de purga enfriada por agua y son removidos por medio de una operación periódica de un motor eléctrico tipo compresor como unidad de purga. La operación manual de la unidad de purga asegura que el operador conozca la cantidad de no condensables en el sistema. Si la unidad fuera purgada automáticamente, ésta podría tener una gran fuga que no será detectada hasta que ocurriera un daño extenso.

La operación del enfriador por absorción se controla con un quinto accesorio, una válvula de control de vapor o agua caliente (Ver fig.- 21). Esta válvula modula para controlar el flujo a los tubos del generador. Esta activada por un elemento sensor en la línea de agua enfriada que sale del evaporador. De este modo la energía suministrada al generador es solo la cantidad requerida para mantener la temperatura del agua helada, en el sistema.

El sistema básico incluye el evaporador, absorbedor, generador, condensador y también el intercambiador de calor, el eductor, la tubería de desdeshidratación, la unidad de purga y la válvula de control, todos los cuales son equipos estándar en la mayoría de las unidades. Un accesorio adicional es la válvula de control de la solución (Ver fig.- 21). Se diseña para suministrar el máximo en operación económica con carga parcial.

Bajo condiciones normales, a plena carga, doce libras de solución diluida de bromuro de litio, van al generador por cada libra de refrigerante que hierve. A 25 % de la carga, sin una válvula de solución, todavía circulan doce libras de solución diluida al generador, pero solo un cuarto de libra de refrigerante hierve.

La adición de una válvula de solución restringe el flujo de solución diluida, al generador, de acuerdo con los requisitos de la carga reducida. La válvula de solución se acciona por un elemento sensor en la caja de la salida del generador, el cual mantiene una temperatura constante de la solución concentrada, independientemente de la carga. La válvula de solución mejora grandemente la eficiencia del sistema con carga parcial.<sup>[12]</sup>

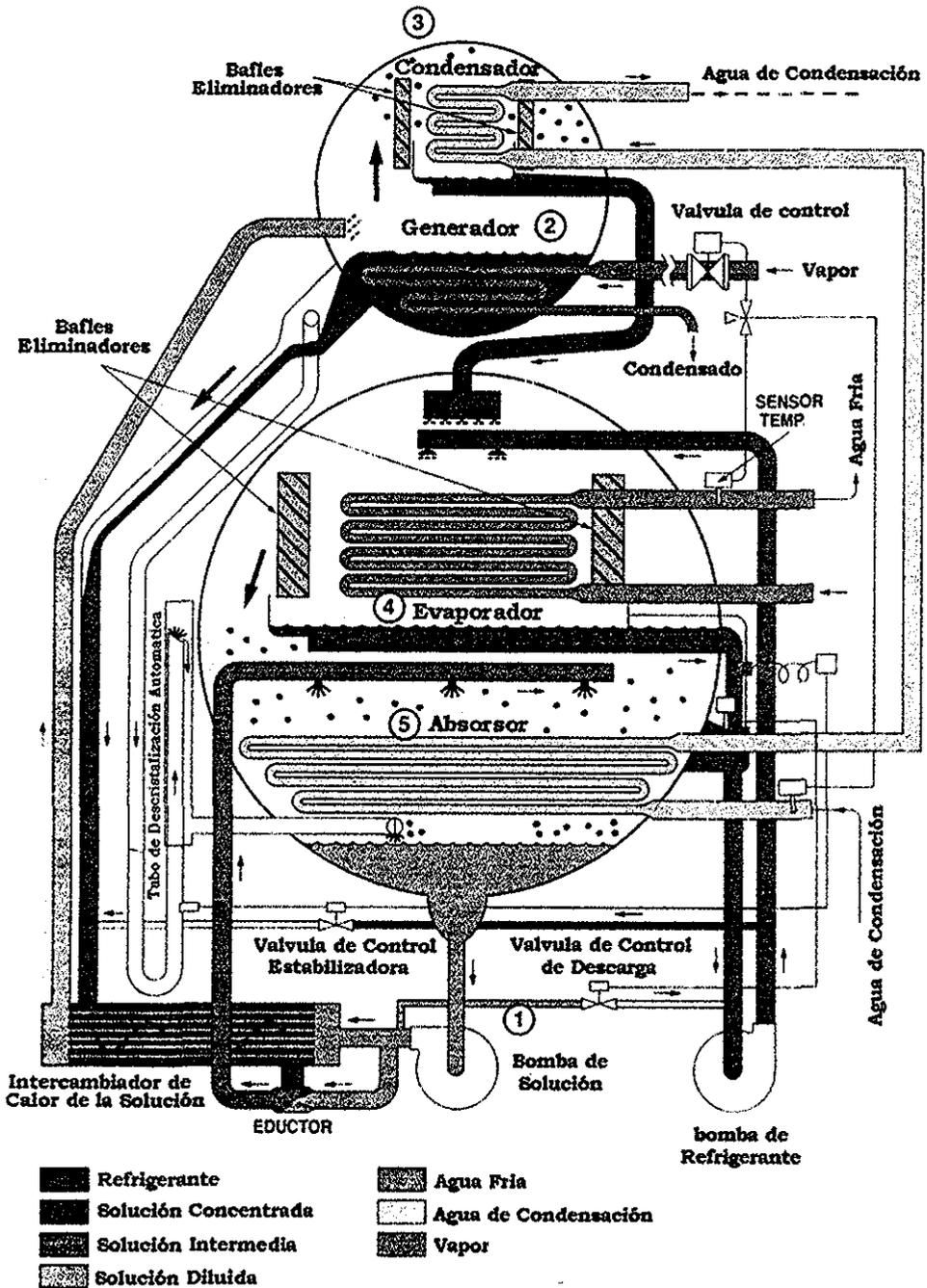


Diagrama de Accesorios Fig.- 21.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## 4.7- Cálculos

### 4.7.1- Cálculos en absorción

Del punto 3.5, obtenemos la capacidad total del sistema de refrigeración que es de 1820 TR (Toneladas de refrigeración), como en el mercado no existen unidades tan grandes, se propone utilizar dos unidades de refrigeración de 910 TR, cabe mencionar que la capacidad comercial más próxima es de 908 TR, pero para fines de comprobación de cálculo usaremos 910 TR.

El consumo de vapor usual en este tipo de ciclos es de 10 a 20 lb/(hr tn), aproximadamente. Los requisitos de flujo de agua de enfriamiento son, casi siempre, del orden de 3.0 a 3.5 gal/(min tn).<sup>[10]</sup>

Con los datos citados en tabla- 1, para un ciclo de operación típico, se hacen varios cálculos para determinar el rendimiento teórico. En las figuras Fig- 23 y Fig- 24 se ilustran los datos asociados con la densidad relativa y el calor específico para soluciones acuosas de bromuro de litio. Otros de los datos necesarios en un problema común supondrán lo siguiente:

Capacidad de refrigeración requerida, en TR	910
Temperatura del agua fría al entrar, °F	56
Temperatura del agua fría al salir, °F	44
Temperatura del agua del condensador al entrar, °F	85
Gasto del agua de enfriamiento, en gpm	3,185

## Evaporador

La cantidad de agua que se debe evaporar para producir 910 TR de trabajo útil es:

$w$  = lb de agua evaporada

$1,069.5 \text{ BTU/lb} = \lambda$ , Calor latente de evaporación del agua a una temperatura de refrigerante de  $42^\circ\text{F}$  (Punto 1).

Temperatura de condensación =  $115^\circ\text{F}$  (Punto 4).

$200 \text{ BTU/min} = 1 \text{ TR}$

$$1,069.5 * w = 910 * 200 + (115 - 42) * 1 * w$$

$$1,069.5w = 182,000 + 73w$$

$$w = 182,000 / 996.5 = 182.64 \text{ lb/min de agua a evaporar.}$$

La cantidad de calor requerido para evaporar  $182.64 \text{ lb/min}$  de agua es:

$$Q_{\text{evap}} = w\lambda = 182.64 * 1069.5 = 195333.5 \text{ BTU/min.}$$

Peso de la solución débil.

Concentración al  $59.5\%$ .

Temperatura  $104^\circ\text{F}$  (Punto 2).

Densidad relativa =  $1.71$ .

Densidad del agua =  $8.33 \text{ lb/gal}$

Flujo de solución del generador =  $220 \text{ gpm}$  (dato proporcionado por el fabricante)

$$220 * 8.33 * 1.71 * 1.71 = 3,134 \text{ lb/min}$$

Peso del LiBr.

$$59.5\% * 3,134 = 1,865 \text{ lb/min}$$

Del peso de la solución fuerte, se deben separar  $182.64 \text{ lb/min}$  de agua de la solución débil:

$$1865 - 182.64 = 2,954.4 \text{ lb/min.}$$

La concentración de la solución fuerte es:

$$1,865 / 2,954.4 = 0.632 = 63.2\% \text{ (64\% según la tabla)}$$

## Absorbedor

1. - El calor que se debe suprimir en la solución de enfriamiento recirculada es:

$$\Delta T = 120 - 104 = 16 \text{ }^\circ\text{F}$$

temperatura promedio = 112 °F

$$\text{Concentración promedio} = (59.5 + 63.3)/2 = 61.4\%$$

$$C_p = 0.24 \text{ BTU}/(\text{lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F})$$

Flujo de la solución del absorbedor = 490 gpm (dato proporcionado por el fabricante)

$$Q_1 = 490 \cdot 8.33 \cdot 16 \cdot 0.44 \cdot 1.73 = 49,712 \text{ BTU}/\text{min}$$

2. - El calor exotérmico de dilución que se debe eliminar es:

Concentración promedio del ciclo = 61.9%

Calor de dilución = 202 BTU/lb de agua

lb/min de agua absorbida = 182.64

$$Q_2 = 182.64 \cdot 202 = 36,764 \text{ BTU}/\text{min}$$

3. - El calor de condensación de 4182.64 lb/min de vapor de agua a 42 °F que se debe eliminar es:

$$\lambda = 1,069.5 \text{ BTU}/\text{lb a } 42 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q_3 = 182.64 \cdot 1,069.5 = 195,333.5 \text{ BTU}/\text{min}$$

4. - El calor que se debe suministrar para calentar 182.64 lb/min de agua, de 42 a 104 °F es:

$$\Delta T = 104 - 42 = 62 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$C_p = 0.44 \text{ BTU}/(\text{lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F})$$

$$Q_4 = 182.64 \cdot 0.44 \cdot 62 = 4,982 \text{ BTU}/\text{min}$$

La eliminación total de calor del absorbedor =  $Q_1 + Q_2 + Q_3 - Q_4$

$$Q_{\text{abs}} = 49,712 + 36,764 + 195,333.5 - 4,982 = 276,827.5 \text{ BTU/min}$$

Diferencial de temperatura en el agua del absorbedor:

$$Q_{\text{abs}} = 276,827.5 \text{ BTU/min}$$

Densidad del agua = 8.33 gal/lb

Gasto del agua de enfriamiento = 3,185 gpm

$C_p = 1 \text{ BTU}/(\text{lb } ^\circ\text{F})$

$$\Delta T = \frac{276,827.5}{1 * 8.33 * 3185} = 10.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

TR = 200 BTU/min

Tonelaje del absorbedor =  $276,827.5 / 200 = 1384 \text{ TR}$

$$\text{Razón del absorbedor} = \frac{\text{Trabajo del absorbedor}}{\text{Trabajo del evaporador}}$$

$$\text{Razón del absorbedor} = \frac{1,384}{910} = 1.52$$

## Generador

1 - El calor absorbido durante el precalentamiento de la solución débil es:

Peso de la solución débil = 3,134 lb/min.

$$\Delta T = 192 - 167 = 25 \text{ }^\circ\text{F}$$

Concentración = 59.5%

$$C_p = 0.442 \text{ BTU}/(\text{lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F})$$

$$Q_1 = 3,134 \cdot 0.442 \cdot 25 = 34,631 \text{ BTU}/\text{min}$$

2.- El calor absorbido para cambiar el punto de ebullición de 192 a 215  $^\circ\text{F}$  es:

Concentración promedio = 61.9%

$$C_p = 0.44 \text{ BTU}/(\text{lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F})$$

Flujo promedio =  $(3,134 + 2,951.4) / 2 = 3,043 \text{ lb}/\text{min}$

$$\Delta T = 192 - 215 = 23 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q_2 = 3,043 \cdot 0.44 \cdot 23 = 30,795 \text{ BTU}/\text{min}$$

3.- El calor endotérmico de la solución que se debe agregar es:

Calor de dilución = 202 BTU/lb de agua

lb/min de agua absorbida = 182.64

$$Q_3 = 182.64 \cdot 202 = 36,764 \text{ BTU}/\text{min}$$

4.- El calor absorbido para evaporar 182.64 lb/min de agua a la temperatura de condensación de 115  $^\circ\text{F}$  es:

$$\lambda = 1,028 \text{ BTU}/\text{lb a } 115 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q_4 = 182.64 \cdot 1028 = 187,754 \text{ BTU}/\text{min}$$

El calor total absorbido en el generador es =  $Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$

$$Q_{gen} = 34,631 + 30,795 + 36,893 + 187,754 = 290,073 \text{ BTU/min}$$

$$IR = 200 \text{ BTU/min}$$

$$\text{Tonelaje del generador} = 290,073 / 200 = 1,450.5 \text{ IR}$$

$$\text{Razón del generador} = \frac{\text{Trabajo del generador}}{\text{Trabajo del evaporador}}$$

$$\text{Razón del generador} = \frac{1,450.5}{910} = 1.6$$

Consumo de vapor:

Utilizando vapor a  $12 \text{ lb/in}^2$  (man).

$$\lambda = 949.7 \text{ BTU/lb.}$$

$$Q_{gen} = 290,073 * 60 = 17,404,380 \text{ BTU/hr}$$

$$\text{Vapor necesario} = 17,404,380 / 949.7 = 18,326.2 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Vapor necesario} = 8.3 \text{ toneladas de vapor.}$$

Velocidad del vapor

Trabajo útil = 910 TR

$\lambda = 949.7$  BTU/lb.

$Q_{gen} = 290,073 * 60 = 17,404,380$  BTU/hr

$$\text{Velocidad del vapor} = \frac{Q_{gen}}{\text{Trabajo útil} * \lambda}$$

$$\text{Velocidad del vapor} = \frac{17,404,380}{910 * 949.7} = 20.14 \text{ lb}/(\text{hr} * \text{TR})$$

Eficiencia de la máquina o coeficiente de rendimiento

$$\text{Eficiencia de máquina} = \frac{\text{Salida de trabajo útil}}{\text{Entrada de vapor}} * 100 \%$$

$$\text{Eficiencia de máquina} = \frac{910}{1450} * 100 \% = 63 \%$$

## Condensador

1.- El calor eliminado al condensar 182.64 lb/hr de agua a la temperatura de condensación de 115 °F es:

$$\lambda = 1,028 \text{ BTU/lb a } 115 \text{ °F}$$

$$Q_1 = 1028 * 182.64 = 187,754 \text{ BTU/hr}$$

2.- El calor eliminado al enfriar 182.64 lb/min de vapor sobrecalentado, de 215 a 115 °F es:

$$\Delta T = 215 - 115 = 100 \text{ °F}$$

$$C_p = 0.425 \text{ BTU/(lb * °F)}$$

$$Q_2 = 182.64 * 0.425 * 100 = 7,762 \text{ BTU/hr}$$

La eliminación total de calor en el condensador es =  $Q_1 + Q_2$

$$Q_{\text{cond}} = 187,754 + 7762 = 195,516 \text{ BTU/min}$$

$$\text{IR} = 200 \text{ BTU/min}$$

$$\text{Tonelaje del generador} = 195,516 / 200 = 977.6 \text{ IR}$$

$$\text{Razón del condensador} = \frac{\text{Trabajo del condensador}}{\text{Trabajo del evaporador}}$$

$$\text{Razón del condensador} = \frac{977.6}{910} = 1.07$$

Diferencial de temperatura en el agua del condensador:

$$Q_{\text{cond}} = 195,516 \text{ BTU/min}$$

$$\text{Densidad del agua} = 8.33 \text{ gal/lb}$$

$$\text{Gasto del agua de enfriamiento} = 3,185 \text{ gpm}$$

$$C_p = 1 \text{ BTU/(lb } ^\circ\text{F)}$$

$$\Delta T = \frac{195,516}{1 * 8.33 * 3,185} = 7.5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Balance total de calor

$$\text{Entrada de calor} = \text{Trabajo del evaporador} + \text{Trabajo del generador}$$

$$\text{Entrada de calor} = 910 + 1,450.5 = 2,360.5 \text{ IR}$$

$$\text{Salida de calor} = \text{Trabajo del absorbedor} + \text{Trabajo del condensador}$$

$$\text{Entrada de calor} = 1,384 + 977 = 2,361 \text{ IR}$$

Tabla de Resultados

Esta tabla se reportan los datos obtenidos de los cálculos del diseño termodinámico del ciclo de absorción, como la cantidad de calor a liberar o absorber, el flujo de lado de tubos y lado de coraza, así como los diferenciales de temperatura en el agua de condensación, de acuerdo al punto que se analice en el ciclo, cabe mencionar que el flujo de agua de condensación, el  $\Delta T$  del evaporador, así como la temperatura de entrada del agua al absorbedor son fijadas por reglas de diseño o condiciones de proceso. <sup>[10]</sup>

	Condensador	Absorbedor	generador	Evaporador
$Q_{\text{(BTU/min)}}$	195,516	276,907	290,073	195,333.5
$W_{\text{tubos (gpm)}}$	3,185	3,185	18,326 lb/hr	1,954
$W_{\text{coraza (gpm)}}$	22	490	220	22
$\Delta T \text{ } ^\circ\text{F}$	7.5	10.5	0 (Cambio de Fase)	12

## DIAGRAMA DE EQUILIBRIO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

Se utiliza el diagrama de equilibrio bromuro de litio-agua ilustrado en la fig. - 22, para analizar el funcionamiento de la máquina de absorción. Este diagrama sirve para determinar la concentración de la solución de la unidad para mantener la máxima eficiencia de operación posible.

La presión de vapor expresada en pulgadas de mercurio de presión absoluta se representa gráficamente en función del porcentaje de bromuro de litio por peso en la solución. La temperatura de saturación correspondiente para una presión de vapor determinada se indica en el lado derecho del diagrama. Las curvas que van de izquierda a derecha son las líneas de temperatura de la solución. Las que se extienden en sentido ascendente partiendo de la base del diagrama representan las líneas de densidad relativa para determinar la concentración de la solución. Cuando se miden la densidad relativa y la temperatura de la solución salina, la concentración se determina representando gráficamente estos dos puntos en el diagrama.

La línea curva de la esquina inferior derecha se denomina línea de cristalización e indica el punto en que la solución empieza a cambiar de líquido a sólido. En consecuencia, la línea de cristalización es la que establece los límites del ciclo. Si la solución sufre una sobreconcentración o si está presente un exceso de elementos no condensables, el ciclo de absorción se interrumpirá debido a la solidificación y la capacidad no se restaurará hasta que la unidad se desolidifique. Esto requiere por lo común la aplicación de calor al intercambiador de calor y la bomba de solución.

En el diagrama de equilibrio aparece la representación gráfica del ciclo de absorción de una máquina usual. Los puntos 1 al 7 representan el ciclo de absorción completo y en la tabla - 1, se muestran valores de un punto específico de temperaturas, presión y concentración de la solución.<sup>16)</sup>

Tabla- 1. Datos sobre el ciclo de una máquina de absorción que utiliza bromuro de litio \*

Punto	Temperatura de la solución, °F	Presión de vapor, in Hg abs	Solución de bromuro de litio, %	Temperatura saturada, °F
1	115	0.27	63.3	42
2	104	0.27	59.5	42
3	167	1.65	59.5	95
4	192	3.0	59.5	115
5	215	3.0	64.0	115
6	135	0.45	64.0	55
7	120	0.32	63.3	46

\* Véase la fig. - 22

A continuación se explicara cada punto y las líneas que los unen:

Punto 1. La condición de la solución fuerte o concentrada en el absorbedor cuando comienza a absorber el refrigerante.

Punto 2. La condición de la solución débil cuando sale del absorbedor y entra al intercambiador de calor. La línea 1-2 representa la pérdida de concentración causada por la absorción de vapor de agua del evaporador.

Punto 3. La condición de la solución débil después de pasar por el intercambiador de calor de la misma. La línea 2-3 representa la cantidad de calor necesario para que comience a hervir la solución débil.

Punto 4. La condición de la solución débil al entrar al generador para calentarse. La línea 3-4 representa la cantidad de calor necesario para que principie a hervir la solución débil.

Punto 5. La condición de la solución fuerte cuando sale del generador. La línea 4-5 representa la cantidad de calor necesario para que el vapor de agua contenido

en la solución se desprenda por ebullición.

Punto 6. La condición de la solución fuerte cuando sale del intercambiador de calor. La línea 5-6 representa el flujo de la solución desde el generador hasta el intercambiador de calor, sin que la concentración sufra ningún cambio

Punto 7. La condición de la solución fuerte al entrar a las boquillas de rocío del absorbedor, completando el ciclo de absorción. <sup>[6]</sup>

### Control de la capacidad

El control de la capacidad de la máquina de absorción de agua-bromuro de litio para condiciones de carga parcial se determinan por cualesquiera de los tres métodos siguientes:

1. El estrangulamiento del flujo de agua del condensador para conservar la concentración de la solución justamente al nivel necesario para obtener la capacidad la capacidad de refrigeración a la temperatura del agua enfriada prevista en el diseño.
2. El estrangulamiento del flujo de la solución en una válvula de desviación de tres pasos conectada a la tubería, del intercambiador de calor al generador, alterando así la concentración de la solución que se encuentra en el absorbedor.
3. El estrangulamiento del vapor que va al generador para alterar la concentración de la solución.

El estrangulamiento de la corriente de vapor es el método de mayor de aceptación hoy en día, aunque no es el más económico desde el punto de vista operacional. El flujo estrangulado de la solución representa un consumo menor de vapor, pero el costo de la válvula de control limita la conveniencia de este método. El estrangulamiento del agua de condensador para controlar la capacidad tiene la desventaja de que se generan temperaturas de agua elevadas a cargas muy ligeras, lo que acelera la concentración de los depósitos en los tubos del condensador. <sup>[6]</sup>

## EFICIENCIA DE LA UNIDAD

La eficiencia de la máquina de absorción se expresa convenientemente utilizando una razón de rendimiento:

$$R = \frac{\text{Efecto útil de refrigeración en BTU/hr}}{\text{Entrada de calor en BTU/hr}}$$

Las rendiciones de rendimiento comprendidas entre 0.60 y 0.70 se consideran normales. El consumo de vapor usual es de 1- a 20 lb/(hr \* tn), aproximadamente. Los requisitos de flujo de agua de enfriamiento son, casi siempre, del orden de 3.0 a 3.5 gal/(min \* tn).<sup>[10]</sup>

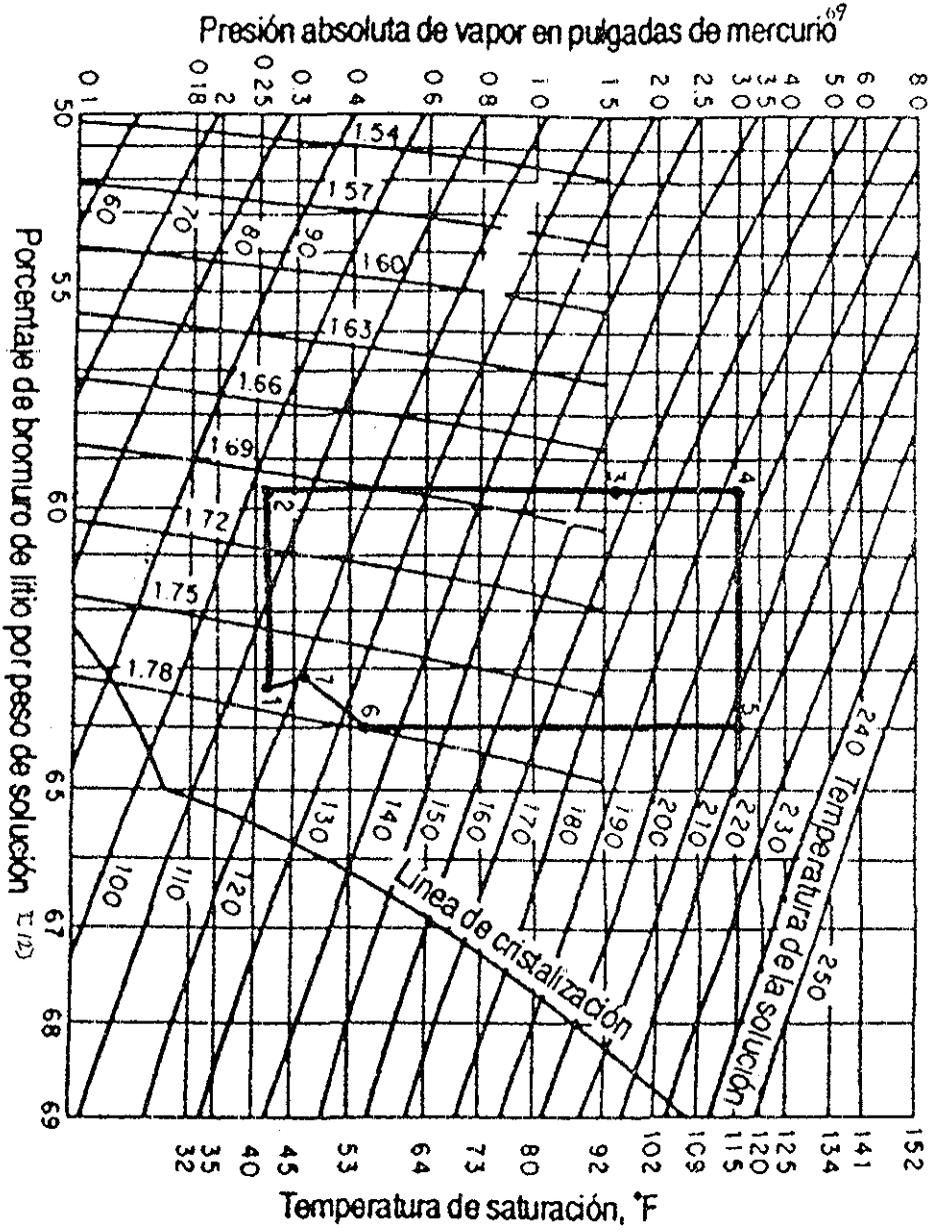


Fig - 22, Diagrama de equilibrio del sistema de absorción.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

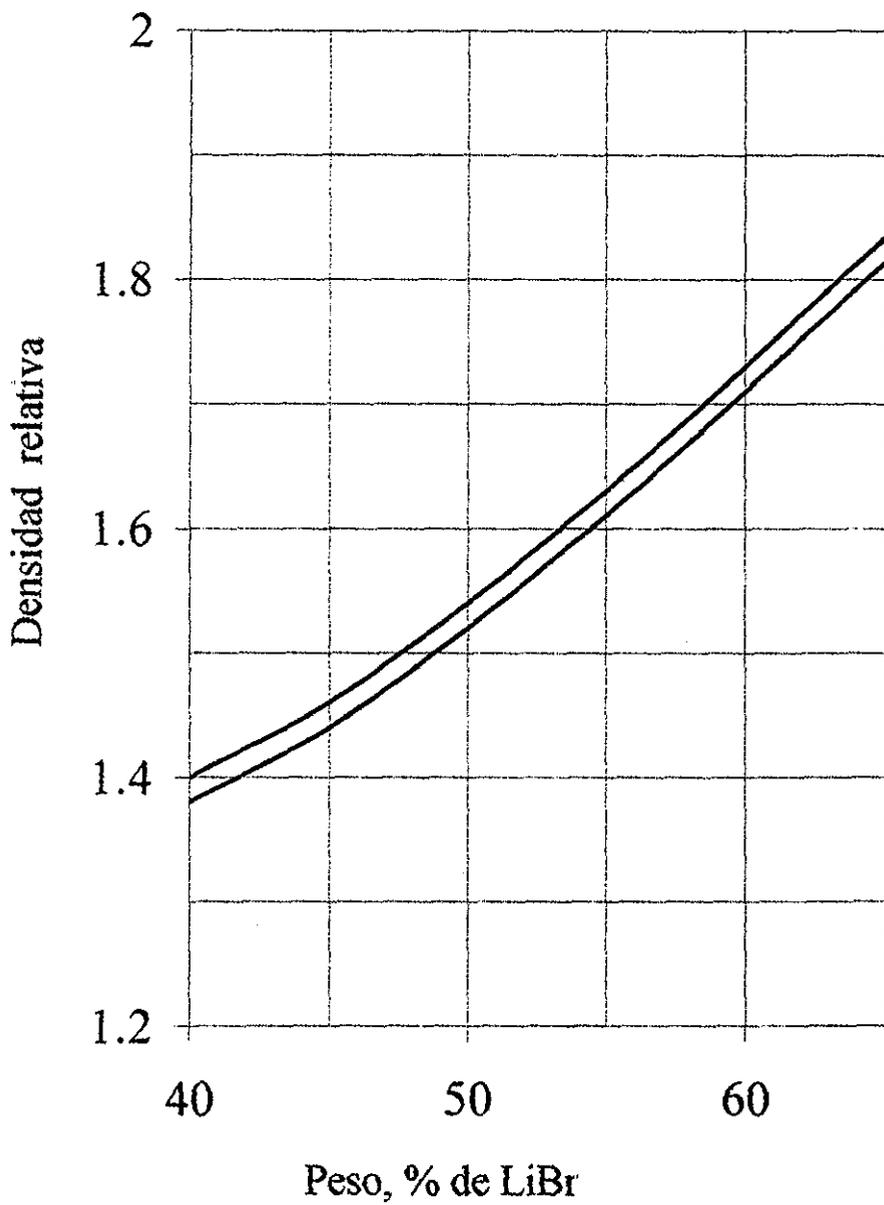


Fig - 23, Densidad relativa de soluciones acuosas de LiBr.

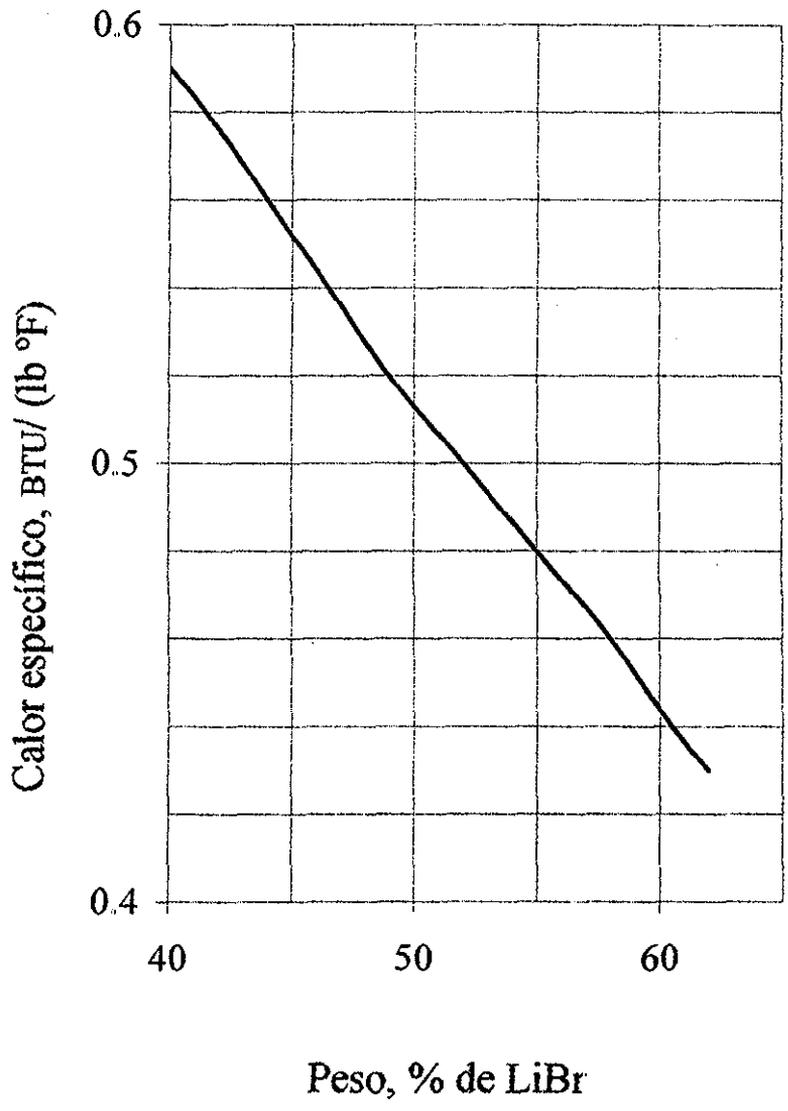


Fig - 24, Calor específico de soluciones acuosas de LiBr

#### 4.7.2- Criterios de diseño.

Antes de comenzar a calcular las dimensiones de cada uno de los componentes principales de la unidad de refrigeración por absorción, se debe tener en cuenta los siguientes criterios de diseño.

##### Vapor como medio de calentamiento

Los coeficientes de transferencia de calor asociados con la condensación de vapor, son muy altos. Es costumbre adoptar un valor conservador para el coeficiente de película, puesto que éste nunca es la película controlante, en lugar de obtenerlo por cálculo. Por lo que para todos los servicios de calentamiento que empleen vapor de agua, se usará un valor de  $1500 \text{ BTU}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})$  para la condensación de vapor sin considerar su localización. Así,  $h_i = h_o = h_{io} = 1500$

##### Caída de presión para vapor.

Cuando el vapor se emplea en dos pasos del lado de los tubos, la caída de presión permitida deberá ser muy pequeña, menos de  $1.0 \text{ lb}/\text{in}^2$ , particularmente si el condensado regresa por gravedad a la caldera. La caída de presión, incluyendo las pérdidas de entrada y de salida a través de un intercambiador, deben calcularse tomando la mitad de la caída de presión para el vapor, calculada en forma usual por la ecuación 1, para las condiciones de entrada de vapor.

$$\Delta P = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_s S \phi t}$$

Ecuación para caída de presión, lado tubos

Donde:

Factor de fricción	f
Masa velocidad (lb/ (hr * ft <sup>2</sup> ))	G <sub>t</sub> <sup>2</sup>
Longitud de tubo (ft)	L
No. de pasos	n
Diámetro (ft)	D <sub>s</sub>
Gravedad específica	S
Razón de viscosidad	φt

La ecuación que aplica para caída de presión para vapor quedará:

$$\Delta P = \frac{0.5fG_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_s \phi t}$$

Intercambiadores sin placas deflectoras.

No todos los intercambiadores tienen el 25% de deflectores segmentados. Cuando se desea que el fluido pase a través de la coraza con una caída de presión extremadamente pequeña, es posible apartarse del uso de los deflectores segmentados y usar solamente placas de soporte. Estas son usualmente medios círculos, placas a las que se les corta el 50% y que proveen rigidez y previenen que los tubos se flexionen. Sucesivas placas de soporte se sobreponen al diámetro de la coraza, de manera que todo el haz pueda soportarse por dos semicírculos que sostienen a una o dos hileras de tubos en común.

Estos pueden espaciarse a mayor distancia que el diámetro de la coraza, pero cuando se emplean, se considera que el fluido de la coraza fluye a lo largo de los ejes en lugar de a través de los tubos. Cuando el fluido de la coraza fluye a lo largo de los tubos o los deflectores se cortan más del 25%, no se aplica la "Curva de transferencia de calor para el lado de la coraza con haz de tubos con deflectores segmentados".

El flujo entonces es análogo al del ánulo en un intercambiador de doble tubo y puede ser tratado de una manera similar, usando diámetro equivalente, basado en la distribución del área del flujo y el perímetro húmedo total de la coraza. El cálculo de la caída de presión en el lado de la coraza, será similar al del anuló.<sup>[8]</sup>

Los datos necesarios para iniciar el dimensionamiento, se obtienen de la tabla de resultados obtenida en el punto 4.7.1, y que a continuación se describe:

Tabla de resultados

	Condensador	Absorbedor	generador	Evaporador
$Q_{(BTU/min)}$	195,516	276,907	290,073	195,333.5
$W_{tubos (gpm)}$	3,185	3,185	18,326 lb/hr	1,954
$W_{coraza (gpm)}$	22	490	220	22
$\Delta T \text{ } ^\circ F$	7.5	10.5	0 (Cambio de Fase)	12

Con los datos descritos en la tabla de resultados y los criterios de diseño antes mencionados se procede a dimensionar los componentes del ciclo de absorción.

Recipiente :  
Superior

4.7.3- Dimensionamiento del condensador  
Area de transferencia de calor

1 - 4

Datos obtenidos de tabla de resultados

	Lado tubos		Lado coraza
Fluido frío=	Agua		Fluido caliente = Refrigerante
Flujo (gpm)=	3185		Flujo (gpm) = 22
Flujo (lb/hr)=	1591863		Flujo (lb / hr) = 10958.4
Temp. entrada °F=	95.5		Temp cond °F= 115
Temp. Sal °F=	103		

$$Q \text{ (BTU/min)} = 195516$$

$$Q \text{ (BTU/hr)} = 11730960$$

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencial
115	103	12
115	95.5	19.5

Calculo de MLDT

$$\text{MLDT (°F)} = \frac{12 - 19.5}{\ln(12 / 19.5)}$$

$$\text{MLDT (°F)} = 15.45$$

Temperatura promedio

$$\text{Fluido caliente : } T_a \text{ (°F)} = 115$$

$$\text{Fluido frío : } t_a \text{ (°F)} = 99.25$$

De tabla - 1, se supone un coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * °F)) : 400}$$

Area de transferencia de calor :

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * \text{MLDT}}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 1898.5$$

Utilizando tubos de:

Diámetro (in) =	3/4
Perímetro (ft) =	0.1963
Longitud (ft) =	25
Pitch =	Cuadrado, rotado
Espaciamiento(in) =	1
Pasos en Coraza =	1
Pasos en Tubos =	1

$$\text{No Tubos: } N_t = \frac{A}{L_t * \text{Perímetro}}$$

$$N_t = 387$$

Recipiente :  
Superior

4.7.3- Dimensionamiento del condensador  
Area de transferencia de calor

2 - 4

De tabla - 2 se obtiene:

Diámetro interno de coraza :

$$DI \text{ (in)} = 25$$
$$Nt \text{ real} = 413$$

Corrección del coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$A = Nt * Lt * \text{Perímetro} = 2026.8$$

$$U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$$

$$U_D = 374.7$$

Recalculando para:  $U_D = 374.7$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * MLDT}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 2026.8$$

$$Nt = \frac{A}{Lt * \text{Perímetro}}$$

$$Nt = 413$$

Se comprueba el calculo de  $U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * } ^\circ\text{F)) : } 374.7$$

Los cálculos se comprueban por converger en la misma área de transferencia de calor  
Al comprobarse los resultados se procede al diseño por el lado de tubos

Recipiente Superior

4.7.3- Dimensionamiento del condensador Lado de Tubos

3 - 4

Fluido frío : Agua  
Diámetro (in) = 0.75  
BWG = 16

De tabla - 3 se obtiene:

Area de flujo por tubo  $a_t$  : 0.302

$n$  = No de pasos

$$a_t (\text{ft}^2) = \frac{Nt \cdot a_t}{144n}$$

$$a_t (\text{ft}^2) = 0.87$$

Velocidad de masa :

$$w = \text{Flujo en lb / hr} \quad Gt (\text{lb} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2)) = \frac{w}{a_t}$$

$$Gt (\text{lb} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2)) = 1837854.8$$

Velocidad:  
 $\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 62.5 \text{ lb} / \text{ft}^3$

$$V (\text{ft} / \text{s}) = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$V (\text{ft} / \text{s}) = 8.2$$

Se determina el coeficiente de transferencia de calor

$$t_a (\text{°F}) = 99.25$$

$$OD = \text{Diámetro ext. (in)} = 0.75$$

$$V (\text{ft} / \text{s}) = 8.2$$

$$ID = \text{Diámetro int. (in)} = 0.62$$

$$h_i (\text{BTU} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F})) = 1800$$

$$h_{io} (\text{BTU} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F})) = h_i \cdot (ID / OD) = 1488$$

Caída de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb} / \text{in}^2) = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L_t \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID}$$

Se determina la  $\mu$  a "ta"

$$cp = 0.75$$

$$\text{Viscosidad a "ta"} = cp \cdot 2.42 = 1.82$$

$$ID (\text{ft}) = 0.0517$$

$$Re = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

$$Re = 52317$$

Se obtiene el factor de fricción:

$f$  = factor de fricción

$$f (\text{ft}^2 / \text{in}^2) = 0.0002$$

Caída de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb} / \text{in}^2) = 6.26$$

Recipiente :  
Superior

4.7.2- Dimensionamiento del condensador  
Lado de Coraza

4 - 4

Fluido caliente : Refrigerante  
ID (in) = 25

Sin placas deflectoras

Coefficiente de transferencia de calor

Para el caso de condensación de vapor:

$$h_o \text{ (BTU/(hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F))} = 1500$$

Coefficiente total limpio  $U_c$ :

$$U_c \text{ (BTU/(hr * ft}^2 \text{ }^\circ\text{F))} = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c \text{ (BTU/(hr * ft}^2 \text{ }^\circ\text{F))} = 747$$

Factor de obstrucción  $R_d$ :

$$R_d \text{ Permitido} = 0.001$$

Como el  $R_d$  calculado excede al permitido se  
procede a calcular la caída de presión unitaria  
de la coraza

$$R_d \text{ Calculado} = 0.0013$$

Caída de presión en coraza

$$\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = \frac{0.5 * f * G_s^2 * L_t * n}{5.22 * 10^{10} * D_e * S}$$

Area de flujo ( $\text{ft}^2$ ) = Area de coraza - Area de tubos

$$\text{Area de flujo (ft}^2 \text{)} = \pi * ID^2 / 4 - N_t * \pi * OD^2 / 4$$

$$a_s \text{ (ft}^2 \text{)} = 2.14$$

Velocidad de masa :

$$G_s \text{ (lb/(hr * ft}^2 \text{))} = \frac{w}{a_s}$$

$$G_s \text{ (lb/(hr * ft}^2 \text{))} = 5116.50$$

Diámetro equivalente:

$$D_e \text{ (ft)} = \frac{4 * a_s}{\pi * OD * N_t}$$

$$D_e \text{ (ft)} = 0.1056$$

Se determina la  $\mu$  a " $T_a$ "

$$c_p = 0.01$$

$$\text{Viscosidad a } "T_a" = c_p * 2.42 = 0.0242$$

$$Re = \frac{D_e * G_s}{\mu} = 22336$$

Se obtiene el factor de fricción:

$$f = \text{factor de fricción} \quad f \text{ (ft}^2 / \text{in}^2 \text{)} = 0.00025$$

$$\text{Gravedad específica : } S = \frac{1}{V_g * \rho_{H_2O}}$$

$$S = 6.83E-05$$

$$V_g = \text{vol Esp (ft}^3 / \text{lb)} = 234.34$$

Caída de presión en coraza

$$\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = 0.22$$

Recipiente : Superior	474- Dimensionamiento del generador Area de transferencia de calor	1-5
--------------------------	---	-----

Datos obtenidos de tabla de resultados

Lado tubos		Lado coraza	
Fluido caliente =	Vapor	Fluido frío =	Sol'n. Conc.
Flujo (lb/hr)=	18326	Flujo (gpm) =	220
Temp cond °F=	240	Flujo (lb / hr) =	188040
		Temp entrada °F=	167
		Temp. Sal °F=	215

$$Q \text{ (BTU/min)} = 290073$$

$$Q \text{ (BTU/hr)} = 17404380$$

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencial
240	215	25
240	167	73

Calculo de MLDT

$$MLDI \text{ (°F)} = \frac{25 - 73}{\ln(25/76)}$$

$$MLDI \text{ (°F)} = 45$$

Temperatura promedio

$$\text{Fluido caliente : } T_a \text{ (°F)} = 240$$

$$\text{Fluido frío : } t_a \text{ (°F)} = 191$$

De tabla - 1. se supone un coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * °F)) : } 150$$

Area de transferencia de calor :

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * MLDT}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 2590.3$$

Utilizando tubos de:

Díámetro (in) =	$\frac{3}{4}$
Perímetro (ft) =	0.1963
Longitud (ft) =	25
Pitch =	Triangular, rotado
Espaciamento(in) =	$\frac{15}{16}$
Pasos en Coraza =	1
Pasos en Tubos =	2

$$\text{No Tubos: } N_t = \frac{A}{L_t * \text{Perímetro}}$$

$$N_t = 528$$

Recipiente :  
Superior

4.7.4- Dimensionamiento del generador  
Área de transferencia de calor

2 - 5

De tabla - 2 se obtiene:

Diámetro interno de coraza :

$$DI \text{ (in)} = 25$$
$$Nt \text{ real} = 506$$

Corrección del coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$A = Nt * Lt * \text{Perímetro} = 2483.2$$

$$U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$$

$$U_D = 156$$

Recalculando para:  $U_D = 156$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * MLDT}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 2483.2$$

$$Nt = \frac{A}{Lt * \text{Perímetro}}$$

$$Nt = 506$$

Se comprueba el cálculo de  $U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * } ^\circ\text{F)) : 156}$$

Los cálculos se comprueban por converger en la misma área de transferencia de calor.  
Al comprobarse los resultados se procede al diseño por el lado de tubos

Recipiente :  
Superior

4.7.4- Dimensionamiento del generador  
Lado de Tubos

3 - 5

Fluido caliente : Vapor  
Diámetro (in) = 0.75  
BWG = 16

De tabla - 3 se obtiene:

Area de flujo por tubo  $a_t = 0.302$

$n =$  No de pasos

$$a_t (\text{ft}^2) = \frac{N_t * a_t}{144n}$$

$$a_t (\text{ft}^2) = 0.53$$

Velocidad de masa :

$$G_t (\text{lb}/(\text{hr} * \text{ft}^2)) = \frac{w}{a_t}$$

$w =$  Flujo en lb / hr

$$G_t (\text{lb}/(\text{hr} * \text{ft}^2)) = 34538.4$$

Se determina el coeficiente de transferencia de calor

Para el caso de condensación de vapor:

$$h_{io} (\text{BTU}/(\text{hr} * \text{ft}^2 * ^\circ\text{F})) = 1500$$

Caída de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb}/\text{in}^2) = \frac{0.5f * G_t^2 * L * \dots}{5.22 * 10^{10} * ID * S}$$

Se determina la  $\mu$  a "Ta"

$$cp = 0.014$$

$$\text{Viscosidad a "Ta"} = cp * 2.42 = 0.03$$

$$ID = \text{Diámetro int (in)} = 0.62$$

$$ID (\text{ft}) = 0.0517$$

$$Re = \frac{ID * G_t}{\mu}$$

$$Re = 52671$$

Se obtiene el factor de fricción:

$f =$  factor de fricción

$$f (\text{ft}^2 / \text{in}^2) = 0.00017$$

Gravedad específica: 0.00020

Caída de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb}/\text{in}^2) = 1.92$$

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Recipiente :  
Superior

4.7.4- Dimensionamiento del generador  
Lado de Coraza

4 - 5

Fluido frio : Sol'n. Concentrada  
ID (in) = 25  
Sin placas deflectoras

Area de flujo( $ft^2$ ) = Area de coraza - Area de tubos

$$\text{Area de flujo}(ft^2) = \pi \cdot ID^2 / 4 - Nt \cdot \pi \cdot OD^2 / 4$$
$$as(ft^2) = 1.86$$

Velocidad de masa :

w = Flujo en lb / hr

$$Gs \text{ (lb/(hr} \cdot ft^2)) = \frac{w}{as}$$

$$Gs \text{ (lb/(hr} \cdot ft^2)) = 101289.7$$

Diámetro equivalente:

$$De \text{ (ft)} = \frac{4 \cdot as}{\pi \cdot OD \cdot Nt}$$
$$De \text{ (ft)} = 0.0747$$

$$cp = 0.31$$

Se determina la  $\mu$  a "ta" 0.7502

$$Re = \frac{De \cdot Gs}{\mu} \qquad Re = 10091$$

Se determina el factor de transferencia de calor:

$$JH = 35$$

Obtener propiedades termodinámicas a "ta" ( $^{\circ}F$ ) = 191

Se obtiene conductividad térmica:  $K \text{ (BTU} \cdot ft / (hr \cdot ft^2 \cdot ^{\circ}F)) = 0.39$

$$\text{Calor específico: } C \text{ (BTU / (lb} \cdot ^{\circ}F)) = 1.1$$

$$(C \cdot \text{Viscosidad} / K)^{1/3} = 1.2838$$

Coefficiente de transferencia de calor

$$ho / Os \text{ (BTU / (hr} \cdot ft^2 \cdot ^{\circ}F)) = JH \cdot (C \cdot \text{Viscosidad} / K)^{1/3} \cdot K / De$$

$$ho / Os \text{ (BTU / (hr} \cdot ft^2 \cdot ^{\circ}F)) = 234.46$$

Recipiente :  
Superior

4.7.4- Dimensionamiento del generador  
Lado de Coraza

5 - 5

Temperatura de pared :

$$tw (^{\circ}F) = ta + hio / (hio + ho) * (Ta - ta)$$

$$tw (^{\circ}F) = 233.38$$

$$cp = 0.23$$

$$\mu \text{ a } "tw" = cp * 2.42 = 0.56$$

Razón de viscosidad:

$$Os = (\mu \text{ a } "ta" / \mu \text{ a } "tw")^{0.14} = 1.043$$

Coefficiente corregido:

$$ho \text{ (BIU/ (hr ft}^2 \text{ }^{\circ}F)) = 160.88 * Os = 244.47$$

Coefficiente total limpio  $U_c$ :

$$U_c \text{ (BTU/ (hr * ft}^2 \text{ }^{\circ}F)) = \frac{hio * ho}{hio + ho}$$

$$U_c \text{ (BTU/ (hr * ft}^2 \text{ }^{\circ}F)) = 210.21$$

Factor de obstrucción  $R_d$ :

$$R_d \text{ Permitido} = 0.001$$

$$R_d \text{ Calculado} = U_c - U_D / (U_c * U_D) = 0.0016$$

Como el  $R_d$  calculado iguala al permitido se procede a calcular la caída de presión del lado de la coraza.

Caída de presión en coraza

$$\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = \frac{0.5f * G_s^2 * L * n}{5.22 * 10^{10} * De * S}$$

Se obtiene el factor de fricción:

$$\text{factor de fricción: } f = \quad f \text{ (ft}^2 \text{ / in}^2 \text{)} = 0.00026$$

Caída de presión en coraza

$$\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = 0.017$$

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Recipiente :  
Inferior

4.7.5- Dimensionamiento del evaporador  
Area de transferencia de calor

1 - 4

Datos obtenidos de tabla de resultados

Lado tubos		Lado coraza	
Fluido caliente=	Agua fría	Fluido frío =	Refrigerante
Flujo (gpm)=	1954	Flujo (gpm) =	22
Flujo (lb/hr)=	976680	Flujo (lb/hr) =	10958.4
Temp entrada °F=	56	Temp cond °F=	42
Temp. Sal °F=	44		

$$Q \text{ (BTU/min)} = 195333.5$$
$$Q \text{ (BTU/hr)} = 11720010$$

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencial
56	42	14
44	42	2

Calculo de MLDT

$$\text{MLDT (°F)} = \frac{14 - 2}{\ln(14/2)}$$

$$\text{MLDT (°F)} = 6.17$$

Temperatura promedio

$$\text{Fluido caliente: } T_a \text{ (°F)} = 50$$
$$\text{Fluido frío: } t_a \text{ (°F)} = 42$$

De tabla - 8, se supone un coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * °F))} = 330$$

Area de transferencia de calor :

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * \text{MLDT}}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 5759.1$$

Utilizando tubos de:

Diámetro (in) =	3/4
Perímetro (ft) =	0.1963
Longitud (ft) =	25
Pitch =	Triangular
Espaciamento (in) =	15/16
Pasos en Coraza =	1
Pasos en Tubos =	2

$$\text{No. Tubos: } N_t = \frac{A}{L_t * \text{Perímetro}}$$

$$N_t = 1174$$

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Recipiente :  
Inferior

4.7.5- Dimensionamiento del evaporador  
Area de transferencia de calor

2 - 4

De tabla - 1 se obtiene:

Diámetro interno de coraza :

$$\begin{aligned}DI \text{ (in)} &= 39 \\ Nt \text{ real} &= 1330\end{aligned}$$

Corrección del coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$A = Nt * Lt * \text{Perímetro} = 6527$$

$$U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$$

$$U_D = 291.2$$

Recalculando para:  $U_D = 291.2$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * MLDT}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 6527$$

$$Nt = \frac{A}{Lt * \text{Perímetro}}$$

$$Nt = 1330$$

Se comprueba el calculo de  $U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * } ^\circ\text{F)) : } 291.2$$

Los cálculos se comprueban por converger en la misma área de transferencia de calor  
Al comprobarse los resultados se procede al diseño por el lado de tubos

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Recipiente :  
Inferior

4.7.5- Dimensionamiento del evaporador  
Lado de Tubos

3 - 4

Fluido frío : Agua  
Diámetro (in) = 0.75  
BWG = 16

De tabla - 3 se obtiene:

Area de flujo por tubo  $a_1 = 0.302$

$n =$  No de pasos

$$a_t (\text{ft}^2) = \frac{Nt \cdot a_1}{144n}$$

$$a_t (\text{ft}^2) = 1.39$$

Velocidad de masa :

$$Gt (\text{lb} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2)) = \frac{w}{a_t}$$

$$Gt (\text{lb} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2)) = 700303.3$$

$w =$  Flujo en lb / hr

Velocidad:

$$\rho_{H_2O} = 62.5 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$V (\text{ft} / \text{s}) = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho_{H_2O}}$$

$$V (\text{ft} / \text{s}) = 3.1$$

Se determina el coeficiente de transferencia de calor

$$t_a (\text{°F}) = 42$$

$$V (\text{ft} / \text{s}) = 3.1$$

$$OD = \text{Diámetro ext (in)} = 0.75$$

$$ID = \text{Diámetro int (in)} = 0.62$$

$$h_i (\text{BTU} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F})) = 600$$

$$h_{io} (\text{BTU} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F})) = h_i \cdot (ID / OD) = 496.0$$

Caida de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb} / \text{in}^2) = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L_t \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot ID}$$

Se determina la  $\mu$  a "ta"

$$cp = 1.3$$

$$\text{Viscosidad a "ta"} = cp \cdot 2.42 = 3.15$$

$$ID (\text{ft}) = 0.0517$$

$$Re = \frac{ID \cdot Gt}{\mu}$$

$$Re = 11501$$

Se obtiene el factor de fricción:

$$f = \text{factor de fricción}$$

$$f (\text{ft}^2 / \text{in}^2) = 0.00022$$

Caida de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb} / \text{in}^2) = 2.00$$

Recipiente :  
Inferior

4.7.5- Dimensionamiento del evaporador  
Lado de Coraza

4 - 4

Fluido caliente : Refrigerante  
ID (in) = 39

Sin placas deflectoras

Coefficiente de transferencia de calor

Para el caso de condensación de vapor:

$$h_o \text{ (BTU/(hr ft}^2 \text{ °F))} = 1500$$

Coefficiente total limpio  $U_c$ :

$$U_c \text{ (BTU/(hr * ft}^2 \text{ °F))} = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c \text{ (BIU/(hr * ft}^2 \text{ °F))} = 372.75$$

Factor de obstrucción  $R_d$ :

$$R_d \text{ Permitido} = 0.001$$

$$R_d \text{ Calculado} = 0.001$$

Como el  $R_d$  calculado iguala al permitido se  
procede a calcular la caída de presión del  
lado de la coraza

Caída de presión en coraza

$$\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = \frac{0.5f * G_s^2 * L_t * n}{5.22 * 10^{10} * D_e * S} \quad \Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} =$$

Area de flujo (ft<sup>2</sup>) = Area de coraza - Area de tubos

$$\text{Area de flujo (ft}^2 \text{)} = \pi * ID^2 / 4 - N_t * \pi * OD^2 / 4$$

$$a_s \text{ (ft}^2 \text{)} = 4.22$$

Velocidad de masa :

$$G_s \text{ (lb/(hr * ft}^2 \text{))} = \frac{w}{a_s} \quad G_s \text{ (lb/(hr * ft}^2 \text{))} = 2599.62$$

Diámetro equivalente:

$$D_e \text{ (ft)} = \frac{4 * a_s}{\pi * OD * N_t} \quad D_e \text{ (ft)} = 0.06$$

Se determina la  $\mu$  a "ta"

$$\text{Viscosidad a "ta"} = c_p * 2.42 = 0.0218$$

$$Re = \frac{D_e * G_s}{\mu} \quad Re = 7707$$

Se obtiene:

$$\text{factor de fricción: } f = 0.00028$$
$$\text{Gravedad específica : } S = \frac{1}{V_g * \rho_{120}} = 7.01E-06$$
$$V_g = \text{volumen específico (ft}^3 \text{/lb)} = 2281$$

Caída de presión en coraza

$$\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = 1.00$$

Ubicación:  
Inferior

4.7.6- Dimensionamiento del absorbedor  
Area de transferencia de calor

1 - 5

Datos obtenidos de tabla de resultados

Lado tubos		Lado coraza	
Fluido frío =	Fluido frío	Fluido caliente =	Sol'n diluida
Flujo (gpm)=	3185	Flujo (gpm) =	490
Flujo (lb/hr)=	1591863	Flujo (lb/hr) =	423680.5
Temp. entrada °F=	85	Temp. entrada °F=	115
Temp. Sal. °F=	95.5	Temp. Sal. °F=	104

$$Q \text{ (BTU/min)} = 276907$$

$$Q \text{ (BTU/hr)} = 16614420$$

Fluido caliente	Fluido frío	Diferencial
115	95.5	19.5
104	85	19

Calculo de MLDT

$$\text{MLDT (°F)} = \frac{24.5 - 19}{\ln(24.5 / 19)}$$

$$\text{MLDT (°F)} = 19.25$$

Temperatura promedio

$$\text{Fluido caliente: } T_a \text{ (°F)} = 109.5$$

$$\text{Fluido frío: } t_a \text{ (°F)} = 90.25$$

De tabla - 1, se supone un coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$U_D \text{ (BTU / (hr * ft}^2 \text{ * °F))} : 150$$

Area de transferencia de calor :

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * \text{MLDT}}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 5754.2$$

Utilizando tubos de:

Diámetro (in) =	3/4
Perímetro (ft) =	0.1963
Longitud (ft) =	25
Pitch =	Triangular
Espaciamiento (in) =	15/16
Pasos en Coraza =	1
Pasos en Tubos =	2

$$\text{No. Tubos: } N_t = \frac{A}{L_t * \text{Perímetro}}$$

$$N_t = 1173$$

Ubicación:  
Inferior

4.7.6- Dimensionamiento del absorbedor  
Área de transferencia de calor

2 - 5

De tabla - 2 se obtiene:

Diámetro interno de coraza :

$$DI \text{ (in)} = 39$$
$$Nt \text{ real} = 1330$$

Corrección del coeficiente total de diseño  $U_D$ :

$$A = Nt * Lt * \text{Perímetro} = 6527$$

$$U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$$

$$U_D = 132.2$$

Recalculando para:  $U_D = 132.2$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{Q}{U_D * MLDT}$$

$$A \text{ (ft}^2\text{)} = 6527$$

$$Nt = \frac{A}{Lt * \text{Perímetro}}$$

$$Nt = 1330$$

Se comprueba el cálculo de  $U_D = \frac{Q}{A * MLDT}$

$$U_D \text{ (BIU / (hr * ft}^2 \text{ * } ^\circ\text{F)) : 132.2}$$

Los cálculos se comprueban por converger en la misma área de transferencia de calor. Al comprobarse los resultados se procede al diseño por el lado de tubos

Recipiente :  
Inferior

4 7.6- Dimensionamiento del absorbedor  
Lado de Tubos

3 - 5

Fluido frío : Agua  
Diámetro (in) = 0.75  
BWG = 16

De tabla - 3 se obtiene:

Area de flujo por tubo  $a_t$  : 0.302

n = No de pasos

$$a_t (\text{ft}^2) = \frac{N_t * a_t}{144n}$$

$$a_t (\text{ft}^2) = 1.39$$

Velocidad de masa :

$$w = \text{Flujo en lb / hr} \quad G_t (\text{lb} / (\text{hr} * \text{ft}^2)) = \frac{w}{a_t}$$

$$G_t (\text{lb} / (\text{hr} * \text{ft}^2)) = 1141404.5$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 62.5 \text{ lb} / \text{ft}^3 \quad V (\text{ft} / \text{s}) = \frac{G_t}{3600 * \rho_{\text{H}_2\text{O}}}$$
$$V (\text{ft} / \text{s}) = 5.1$$

Se determina el coeficiente de transferencia de calor

$$t_a (^\circ\text{F}) = 90.25$$
$$V (\text{ft} / \text{s}) = 5.1$$

$$\text{OD} = \text{Diámetro ext (in)} = 0.75$$
$$\text{ID} = \text{Diámetro int (in)} = 0.62$$

$$h_i (\text{BTU} / (\text{hr} \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})) = 1200$$
$$h_{io} (\text{BTU} / (\text{hr} \text{ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F})) = h_i * (\text{ID} / \text{OD}) = .992$$

Caída de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb} / \text{in}^2) = \frac{f * G_t^2 * L_t * n}{5.22 * 10^{10} * \text{ID}}$$

Se determina la  $\mu$  a "ta"

$$c_p = 0.85$$
$$\text{Viscosidad a "ta"} = c_p * 2.42 = 2.06$$

$$\text{ID (ft)} = 0.0517$$

$$\text{Re} = \frac{\text{ID} * G_t}{\mu} \quad \text{Re} = 28669$$

Se obtiene el factor de fricción:

$$f = \text{factor de fricción} \quad f (\text{ft}^2 / \text{in}^2) = 0.0002$$

Caída de presión en tubos

$$\Delta P (\text{lb} / \text{in}^2) = 4.83$$

Recipiente :  
Inferior

4.7.6- Dimensionamiento del absorbedor  
Lado de Coraza

4 - 5

Fluido caliente : Refrigerante

ID (in) = 39

Sin placas deflectoras

Area de flujo(ft<sup>2</sup>) = Area de coraza - Area de tubos

$$\text{Area de flujo(ft}^2\text{)} = \pi \cdot \text{ID}^2 / 4 - N_t \cdot \pi \cdot \text{OD}^2 / 4$$

$$a_s(\text{ft}^2) = 4.22$$

Velocidad de masa :

$$G_s (\text{lb} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2)) = \frac{w}{a_s}$$

$$G_s (\text{lb} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2)) = 100508.28$$

Diámetro equivalente:

$$D_e (\text{ft}) = \frac{4 \cdot a_s}{\pi \cdot \text{OD} \cdot N_t}$$

$$D_e (\text{ft}) = 0.06$$

Se determina la  $\mu$  a "Ia"

$$\text{Viscosidad a "Ia"} = \frac{c_p \cdot G_s}{\text{cp}} = 1.6940$$

$$\text{Re} = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu} \quad \text{Re} = 3831$$

Se obtiene el Factor de transferencia de calor:

$$\text{JH} = 18$$

Obtener propiedades termodinámicas a "Ia" (°F)

Se determina la conductividad térmica:  $K (\text{BIU} \cdot \text{ft} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})) = 0.368$

Calor específico:  $C (\text{BIU} / (\text{lb} \cdot ^\circ\text{F})) = 0.9$

$$(C \cdot \mu / K)^{1/3} = 1.6$$

Coefficiente de transferencia de calor

$$h_o / O_s (\text{BIU} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})) = \text{JH} \cdot (C \cdot \text{Viscosidad} / K)^{1/3} \cdot K / D_e$$

$$h_o / O_s (\text{BIU} / (\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F})) = 164.77$$

<p>Recipiente : Inferior</p>	<p>4 7 6- Dimensionamiento del absorbedor Lado de Coraza</p>	<p>5 - 5</p>
<p>Temperatura de pared :</p> $tw (^{\circ}F) = ta + hio / (hio + ho) * (Ta - ta)$ $tw (^{\circ}F) = 126.01$ <p>de fig-14, se obtiene:</p> $cp = 0.56$ $\text{Viscosidad a "tw"} = cp * 2.42 = 1.36$ <p>Razón de viscosidad:</p> $Os = (\mu \text{ a "ta"} / \mu \text{ a "tw"})^{0.14} = 1.032$ <p>Coefficiente corregido:</p> $ho \text{ (BTU/(hr ft}^2 \text{ }^{\circ}F)) = 160.88 * Os = 170.00$ <p>Coefficiente total limpio <math>U_c</math>:</p> $U_c \text{ (BTU/(hr * ft}^2 \text{ }^{\circ}F)) = \frac{hio * ho}{hio + ho}$ $U_c \text{ (BTU/(hr * ft}^2 \text{ }^{\circ}F)) = 145.13$ <p>Factor de obstrucción <math>R_d</math>:</p> $R_d \text{ Permitido} = 0.001$ $R_d \text{ Calculado} = U_c * UD / (U_c UD) = 0.001$ <p>Como el <math>R_d</math> calculado iguala al permitido se procede a calcular la caída de presión del lado de la coraza</p> <p>Caída de presión en coraza</p> $\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = \frac{0.5f * G_s^2 * L_t * n}{5.22 * 10^{10} * D_e * O_s * S}$ <p>Se obtiene el factor de fricción:</p> $\text{factor de fricción: } f = f \text{ (ft}^2 \text{ / in}^2 \text{)} = 0.00026$ <p>Caída de presión en coraza</p> $\Delta P \text{ (lb/in}^2 \text{)} = 0.02$		

Tabla -1 Coeficientes totales para diseño

Valores aproximados de los coeficientes totales para diseño. Los valores incluyen un factor de obstrucción total de 0.003 y caída de presión permisible de 5 a 10 lb / in<sup>2</sup> en la corriente que controle

Enfriadores

Fluido caliente	Fluido Frío	U <sub>D</sub> Total
Agua	Agua	250 - 500 <sup>4</sup>
Metanol	Agua	250 - 500 <sup>4</sup>
Amoniaco	Agua	250 - 500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Agua	250 - 500 <sup>4</sup>
Soluciones org. ligeras <sup>1</sup>	Agua	75 - 150
Soluciones org. medias <sup>2</sup>	Agua	50 - 125
Soluciones org. pesadas <sup>3</sup>	Agua	5 - 75
Gases	Agua	2 - 50
Agua	Salmuera	100 - 200
Sustancias org. ligeras	Salmuera	40 - 100

1. Las sustancias orgánicas ligeras de fluidos con viscosidad menores de 0.5 cp.
2. Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 cp.
3. Las sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1 cp.
4. Factor de obstrucción 0.001.
5. Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación

Tabla.-1 Coeficientes totales para diseño (Continuación)

Calentadores

Fluido caliente	Fluido Frío	$U_D$ Total
Vapor de agua	Agua	200 - 700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Metanol	200 - 700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Amoniaco	200 - 700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Soluciones acuosas	250 - 500 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Menos de 2.0 cp	200 - 700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100 - 500 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Soluciones org. ligeras	50-1400
Vapor de agua	Soluciones org. medias	100 - 200
Vapor de agua	Soluciones org. pesadas	6 -60
Vapor de agua	Gases	5 - 50 <sup>5</sup>

Tabla -2. Disposición de los espejos de tubos.

Arreglo en cuadrado			Arreglo en triangular		
Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE			Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE		
Pinch cuadrado a 1"			Pinch cuadrado a $\frac{15}{16}$ "		
Coraza, DI, in	1 - P	2 - P	Coraza, DI, in	1 - P	2 - P
8	32	26	8	36	32
10	52	52	10	62	56
12	81	76	12	109	98
13 $\frac{1}{4}$	97	90	13 $\frac{1}{4}$	127	114
15 $\frac{1}{4}$	137	124	15 $\frac{1}{4}$	170	160
17 $\frac{1}{4}$	177	166	17 $\frac{1}{4}$	239	224
19 $\frac{1}{4}$	224	220	19 $\frac{1}{4}$	301	282
21 $\frac{1}{4}$	277	270	21 $\frac{1}{4}$	361	342
23 $\frac{1}{4}$	341	324	23 $\frac{1}{4}$	442	420
25	413	394	25	532	506
27	481	460	27	637	602
29	553	526	29	721	692
31	657	640	31	847	822
33	749	718	33	974	938
35	845	824	35	1102	1068
37	934	914	37	1240	1200
39	1049	1024	39	1377	1330

Tabla - 3 Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor

Tubo DE, in	BWG	Espesor de pared	DI, in	Area de flujo por tubo, in <sup>2</sup>	Superficie Exterior	por ft lineal Interior	ft <sup>2</sup>				
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748					
	14	0.083	0.334	0.0876							
	16	0.065	0.370	0.1076							
	18	0.049	0.402	0.127							
	20	0.035	0.430	0.145							
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263					
	11	0.120	0.510	0.204							
	12	0.109	0.532	0.223							
	13	0.095	0.560	0.247							
	14	0.083	0.584	0.268							
	15	0.072	0.606	0.289							
	16	0.065	0.620	0.302							
	17	0.058	0.634	0.314							
	18	0.049	0.652	0.334							
	1	8	0.165	0.67				0.67	0.2618	0.1754	
		9	0.148	0.704				0.704			
		10	0.134	0.732				0.732			
		11	0.120	0.76				0.76			
		12	0.109	0.782				0.782			
		13	0.095	0.810				0.810			
		14	0.083	0.834				0.834			
		15	0.072	0.856				0.856			
		16	0.065	0.870				0.870			
17		0.058	0.884	0.884							
18	0.049	0.902	0.902								

## 4.7.7- Cálculo del espesor. [15]

### Descripción :

Recipiente No : 1  
 Ubicación: Superior  
 Componentes : 2  
     Condensador  
     Generador

El diseño del recipiente se basa en el ASME Boiler & Pressure Vessel Code  
 Sección VIII Division 1, 1998 Edition Addenda  
 with Advanced Pressure Vessel. Version: 7,2,0

### Información General

Presión de vapor (psia): 1.346  
 Temp de saturación (°F): 115

#### Condensador:

IEI (°F): 95.5  
 ISI (°F): 103  
 Flujo (gpm): 3185

#### Generador:

IEI (°F): 240  
 ISI (°F): 240  
 Flujo (lb/hr): 188040

### Información de diseño del recipiente

Presión de diseño (lb/in<sup>2</sup>): 150

Material: SA - 516 Gr 70 @1,5 DWP

Temperatura de Diseño (°F): 400

Eficiencia de Juntas: 85%

Esfuerzo máximo permisible (lb/in<sup>2</sup>): 17500

Tensión circunferencial (lb/in<sup>2</sup>): 2986

Tensión longitudinal (lb/in<sup>2</sup>): 1386

Presión de vapor ( lb/in<sup>2</sup>): 1.346

Temperatura de saturación (°F): 115

Longitud (ft): 25.7

Diametro Interno (ft): 4.5

Area (ft<sup>2</sup>): 15.90

Volumen estimado (ft<sup>3</sup>): 408.74

Corrosión permisible (in) : 0.0

Area de transferencia (ft<sup>2</sup>): 4740.65

### Calculo del espesor

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

Donde: t: Espesor (in)

P: Presión de diseño (lb/hr)

S: Tensión Superficial (lb/in<sup>2</sup>)

R: radio (in)

E: Eficiencia de Juntas

$$t = \frac{150 * 27}{17500 * 0.85 - 0.6 * 150}$$

$$t = 0.274$$

Espesor Nominal de Coraza Seleccionado

$$t = \frac{5}{16}$$

## 4.7.7- Cálculo del espesor. <sup>(15)</sup>

### Descripción :

Recipiente No : 2  
 Ubicación: Superior  
 Componentes : 2  
     Evaporador  
     Absorbedor

El diseño del recipiente se basa en el ASME Boiler & Pressure Vessel Code  
 Sección VIII Division 1, 1998 Edition Addenda  
 with Advanced Pressure Vessel, Version: 7.2,0

### Información General

Presión de vapor (psia): 0.117  
 Temp de saturación (°F): 42

#### Evaporador

IET (°F): 56  
 TSI (°F): 44  
 Flujo (gpm): 1954

#### Absorbedor

TEI (°F): 85  
 TSI (°F): 95.5  
 Flujo (lb/hr): 3185

### Información de diseño del recipiente

Presión de diseño (lb/in<sup>2</sup>): 150

Material: SA - 516 Gr 70 @1,5 DWP

Temperatura de Diseño (°F): 400  
 85%

Esfuerzo máximo permisible (lb/in<sup>2</sup>): 17500

Tensión circunferencial (lb/in<sup>2</sup>): 2986

Tensión longitudinal (lb/in<sup>2</sup>): 1386

Presión de vapor (lb/in<sup>2</sup>): 0.117

Temperatura de saturación (°F) 42

Longitud (ft): 25.7

Diametro Interno (ft): 6.5

Area (ft<sup>2</sup>): 33.18

Volumen estimado (ft<sup>3</sup>): 852.80

Corrosión permisible (in) : 0.0

Area de transferencia (ft<sup>2</sup>): 13054

### Cálculo del espesor

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P}$$

$$t = \frac{150 * 39}{17500 * 0.85 - 0.6 * 150}$$

$$t = 0.394$$

Donde: t: Espesor (in)

P: Presión de diseño (lb/hr)

S: Tensión Superficial (lb/in<sup>2</sup>)

R: radio (in)

E: Eficiencia de Juntas

Espesor Nominal de Coraza Seleccionado

$$t = \frac{7}{16}$$

#### 4.8- Hojas de datos.

Unidad de refrigeración por absorción mediante bromuro de litio, de simple efecto.

##### Descripción del equipo:

El diseño del evaporador, condensador, absorbedor y generador, son de tubo y coraza. Construido de acero al carbón rolado, los espejos o terminales del casco también son fabricados con acero al carbón. Cuenta con soportes intermedios soldados, para sostener los tubos. Los tubos son de cobre, expandidos en el soporte, para evitar vibración y fugas.

El evaporador y el absorbedor, utilizan tubos de cobre lisos en el interior y aletados en el exterior de  $\frac{3}{4}$ " DI y 0.028" de pared. El evaporador cuenta con doble pared, eliminando la necesidad de aislamiento.

Las boquillas de los aspersores del absorbedor, son de acero inoxidable y de bronce en el evaporador. El evaporador y el absorbedor están divididos por una placa fina con baffles eliminadores que permiten únicamente el paso del vapor de agua para que pase a al absorbedor.

El lado de alta presión, que incluye condensador y generador. El generador tiene tubos de cobre níquel 90/10, aletados externamente de  $\frac{3}{4}$ " DI y 0.035" de pared. El condensador esta armado con tubos de 1.0" DI, con espesor de 0.028" de cobre. El condensador y generador, están separados por baffles que evitan el paso de líquido dentro del condensador.

Las cajas de agua, están fabricadas en fundición de acero al carbón. Diseñadas para el trabajo de presión de 150 psig. Los baffles se colocarán de acuerdo según como requiera el arreglo de los pasos determinados en la selección del equipo. Las conexiones son de tipo compacto soldables. Todos los cascos tienen boquillas, mirillas de nivel, etc. Para garantizar la operación segura del equipo.

Intercambiador de solución: tanto el casco como los tubos del intercambiador son de acero al carbón, con tubos expandidos.<sup>[2]</sup>

**Bombas:** cuenta con 2 bombas, una de solución y otra de refrigerante, selladas herméticamente, autolubricadas, montados y probadas en fábrica. Los motores no están expuestos al agua ni al bromuro de litio. La solución y conexión de descarga cuentan con tubería y válvulas de servicio que permiten el mantenimiento rápido. Las bombas están diseñadas para 55,000 hrs de operación.

**Válvula de estabilización:** cuenta con una válvula solenoide que envía el refrigerante, dentro del intercambiador de solución para combatir y prevenir la cristalización.

Tiene un tubo "J", que ayuda para evitar cristalización, conteniendo los cristales que pudieran formarse cuando exista alto porcentaje de concentración de bromuro de litio, actuando como descristalizador.

**Válvula de protección:** cuenta con una válvula solenoide que envía el bromuro de litio dentro del circuito de refrigerante, que permite operar con temperaturas de agua bajas o menor de 45°F

**Solución y refrigerante:** la unidad está diseñada para trabajar con solución de bromuro de litio con cromato como inhibidor de corrosión. Que se suministra con el equipo en forma separada.

**Sistema de purga:** es de alta eficiencia, que remueve los gases no condensables del absorbedor y son pasados por una camisa enfriada por agua, que trabaja periódicamente controlada en forma electrónica como una bomba de vacío.

**Mirillas:** la máquina viene integrada de fábrica con las mirillas necesarias para medir los niveles de solución en el absorbedor y en el evaporador para ver el nivel del refrigerante

**Control de la capacidad:** tiene una válvula de control de capacidad, que regula del 10% al 100%. La válvula de vapor con bajo flujo de vapor, de fierro fundido, para 125 psig, 250 psig y 300 psig. Dependiendo del diámetro que se requiera para el flujo de selección.

Toda la información antes descrita se simplifica en las siguientes hojas de datos, cabe mencionar que se incluyen hojas de datos para las capacidades de 908, 910 y 960 I.R. <sup>[2]</sup>

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO						CONT. No. 992	
HOJA DE DATOS UNIDAD DE REFRIGERACION						AREA	100
						CLASE	U R A
						REV	3
1	2	3	4	5	6	7	8
9	10	11	12	13	14	15	16
17	18	19	20	21	22	23	24
25	26	27	28	29	30	31	32
33	34	35	36	37	38	39	40
41	42	43	44	45	46	47	48
49	50	51	52	53	54	55	56
57	58	59	60	61	62		

POR	JPRA	REVISO	JPRA	APROBO	JPRA	HOJA	DE
						1	1

CLIENTE	UNAM	CLAVE	URA-101	No. REGD.	1
LUGAR	ALTAMIRA, TAMPS	UNIDAD:	REFRIGERACION POR ABSORCION		
SERVICIO	ENFRIAMIENTO	FABRICANTE	YORK		
MODELO	YIA-ST-E2-AS	RECIPIENTES:	COND-GEN / EVAP-ABSOR		

CONDICIONES DE OPERACION				CROQUIS DE DIMENSIONES			
FUENTE DE CALOR:	VAPOR						
PRESION (psig):	9	TEMPERATURA (°F):	190				
FLUJO (lb/hr):	16600	CAPACIDAD (TR):	908				
TIPO DE REFRIGERANTE: AGUA							
TIPO DE ABSORCION: BROMURO DE LITIO							
COEFICIENTE DE OPERACION COP: 98%							

COMPONENTES					
COMPONENTE	CONDENSADOR	GENERADOR	EVAPORADOR	ABSORBEDOR	
	TUBOS	AGUA DE COND	ENTRADA	SAIDA	GPM
FLUIDO:	CORAZA	REFRIGERANTE	VAPOR	AGUA FRIA	AGUA DE COND
			GLY COND	REFRIGERANTE	SIN DILUIDA
Temp. Ent. De tubo °F	95	190	54	85	
Temp. Sal. De tubo °F	101.4	190	44	95	
Presión psia:	1.348		0.117		
Flujo tubo gpm	3270	16920 lb/hr	2180	3270	
Vol. Coraza gal	1423		4230		
Vol. Tubos gal	156	90	211	334	
Temp. de coraza °F	115		42		

DATOS DE LA UNIDAD			
TIPO: TANQUE CIRCULAR, tubo y coraza	No. DE RECIPIENTES: 2		
CAPACIDAD (TR):	908	PRESION DE DISEÑO (psig)	150
PESO (lb):	43400	TEMP DE DISEÑO (°F)	400
PESO EN OPN (lb):	59100		
CORAZA SUPERIOR:	CONDENSADOR + GENERADOR		
PRESION DE OPN (psig):	1.348	TEMPERATURA DE OPN (°F):	115
CORAZA INFERIOR	EVAPORADOR + ABSORBEDOR		
PRESION DE OPN (psig):	0.117	TEMPERATURA DE OPN (°F):	42

DIMENSIONES (in):						
	A	B	C	D	E	F
Ver croquis	25.25	7.2	12.6	22.5	6	1.4

ACCESORIOS					
Intercambidor					
TIPO:	TUBO Y CORAZA	MATERIAL:	ACERO AL CARBON		
DIAMETRO DE TUBOS (in)	1/2				
Fluido tubos: Soln. Diluida		Fluido coraza: Soln. Concentrada			
Temperatura de entrada (°F):	104	Temperatura de entrada (°F):	215		
Temperatura de salida (°F):	167	Temperatura de salida (°F):	135		
Presión de vapor (lb/in²):	0.81	Presión de vapor (lb/in²):	1.47		

Bombas					
TIPO	MODELO	FLUIDO	ENT/SAL	FABRICANTE	VELOCIDAD
CENTRIFUGA	8011 FP	ABSORBENTE	6/4	EDWARDS	1425 RPM
CENTRIFUGA	8011 FP	REFRIGERANTE	6/4	EDWARDS	1425 RPM
CENTRIFUGA		VACIO		WELSH	1725 RPM

DATOS MECANICOS					
MATERIAL	SA - S16 Gr. 70 @ 1.5 DWIP				
Espesor recipiente superior (in):	5/16		Espesor recipiente superior (in): 7/16		
	LONG (in)	DE (in)	ESP. (in)	MATERIAL	
TUBOS COND	300-1/8	3/4	0.028	COBRE, C-120	
TUBOS GEN	300-1/8	3/4	0.035	90/10 CuNi	
TUBOS EVAP	300-1/8	3/4	0.028	COBRE, C-122	
TUBOS ABS	300-1/8	3/4	0.028	COBRE, C-120	

VALVULAS			
TIPO	SERVICIO	FLUIDO	DIAMETRO (in)
MARIPOSA	CORTE	VAPOR	3/4
CHECK	SEGURIDAD	VARIOS	3/4
SOLENOIDE 2SOL	CONTROL	REFRIGERANTE	3/4
SOLENOIDE 3SOL	CONTROL	REFRIGERANTE	3/4
SOLENOIDE 5SOL	CONTROL	PURGADOS	3/4
BOLA	CORTE	ABSORBENTE	3/4

OBSERVACIONES: EL DISEÑO HERMETICO DE LAS BOMBAS ELIMINA LA NECESIDAD DE SEPARADORES O SELLOS AUXILIARES. ESTAS BOMBAS TIENEN CHUMACERAS DE CARBON CONICAS Y SE LUBRICAN CON EL MISMO LIQUIDO QUE BOMBAN. ESTAN DISEÑADAS PARA OPERAR 55,000 Hrs ENTRE CADA INSPECCION. ESTAN MONTADAS DE FABRICA Y HERMETICAMENTE SELLADAS.

TR - Toneladas de Refrigeración.

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO					CONT. No. 89/2	
HOJA DE DATOS UNIDAD DE REFRIGERACION					AREA 100	CLASE U R A
					REV 2	
POR	JPRA	REVISO	JPRA	APROBO	JPRA	HOJA 1 DE 1
1	CLIENTE UNAM	CLAVE UNIDAD :	URA-101	No. REQ'D. 1	REV A 0 1 2	
2	LUGAR AYLAMIRA, TAMPS.	UNIDAD :	REFRIGERACION POR ABSORCION		POR JPRA JPRA JPRA JPRA	
3	SERVICIO ENFRIAMIENTO	DISEÑO :	ING. J. Pablo Rodriguez Alvarez		APR JPRA JPRA JPRA JPRA	
4	MODELO	RECIPIENTES :	COND-GEN / EVAP-ABSOR		FECHA 06-01	
CONDICIONES DE OPERACION				CROQUIS DE DIMENSIONES		
7	FUENTE DE CALOR: VAPOR					
8	PRESION (psig) :	28	TEMPERATURA (°F) :	240		
9	FLUJO (lb/hr) :	18326	CAPACIDAD (TR) :	910		
10	TIPO DE REFRIGERANTE : AGUA					
11	TIPO DE ABSORBENTE : BROMURO DE LITIO					
12	COEFICIENTE DE OPERACION COP: 63%					
COMPONENTES						
17	COMPONENTE	CONDENSACION	EVAPORACION	EVAPORACION	ABSORCION	
18		AGUA DE CON	VAPOR	AGUA FRIA	AGUA DE CON	
19	FLUIDO	REFRIGERANTE	SIN COARG.	REFRIGERANTE	SIN DILUIDA	
20	Temp. Ent. De tubo	95.3	240	55	55	
21	Temp. Sal. De tubo	103	240	42	95.5	
22	Presion psig :	1.346		0.117		
23	Flujo tubos gpm :	3185	18326 lb/hr	1954	3185	
24	Vol. Coraza gal :	2420		5571		
25	Vol. Tubos gal :	281	349	217	217	
26	Temp. de coraza °F :	115		42		
DATOS DE LA UNIDAD						
28	TIPO : TANQUE CIRCULAR, tubo y coraza	No. DE RECIPIENTES: 2				
29	CAPACIDAD (TR) : 910	PRESION DE DISEÑO (psig) 150				
30	PESO (lb) :	TEMP. DE DISEÑO (°F) 400				
31	PESO EN OPN (lb) :					
32	CORAZA SUPERIOR :	CONDENSADOR - GENERADOR				
33	PRESION DE OPN (psig) 1.346	TEMPERATURA DE OPN (°F) 115				
34	CORAZA INFERIOR :	EVAPORADOR - ABSORBEDOR				
35	PRESION DE OPN (psig) 0.117	TEMPERATURA DE OPN (°F) 42				
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
DIMENSIONES (ft):						
43		A	B	C	D	E
44	Ver croquis	27.5	7.2	12.6	25	8
45						
ACCESORIOS						
46	Intercambiador					
47	TIPO:	TUBO Y CORAZA	MATERIAL:	ACERO AL CARBON		
48	DIAMETRO DE TUBOS (in)	1/2				
49	Fluido tubos :	Soln. Diluida	Fluido coraza :	Soln. Concentrada		
50	Temperatura de entrada (°F) :	104	Temperatura de entrada (°F) :	215		
51	Temperatura de salida (°F) :	167	Temperatura de salida (°F) :	135		
52	Presion de vapor (lb/in <sup>2</sup> ) :	0.81	Presion de vapor (lb/in <sup>2</sup> ) :	1.47		
53	Bombas					
54	TIPO	MODELO	FLUIDO	ENT/SAL	FABRICANTE	VELOCIDAD
55	CENTRIFUGA	8011 FP	ABSORBENTE	8/4	EDWARDS	1425 RPM
56	CENTRIFUGA	8011 FP	REFRIGERANTE	8/4	EDWARDS	1425 RPM
57	CENTRIFUGA		VACIO		WELSH	1725 RPM
58	Valvulas					
59	TIPO	SERVICIO	FLUIDO	DIAMETRO (in)		
60	MARIPOSA	CORTE	VAPOR	6		
61	CHECK	SEGURIDAD	VARIOS	3/4		
62	SELENOIDE 290L	CONTROL	REFRIGERANTE	3/4		
63	SELENOIDE 350L	CONTROL	REFRIGERANTE	3/4		
64	SELENOIDE 350L	CONTROL	PURGADOS	3/4		
65	BOLA	CORTE	ABSORBENTE	3/4		
66						
67						
68						
69						
70						
71						
72						
73						
74						
75						
76						
77						
78						
79						
80						
81						
82						
83						
84						
85						
86						
87						
88						
89						
90						
91						
92						
OBSERVACIONES: EL DISEÑO HERMETICO DE LAS BOMBAS ELIMINA LA NECESIDAD DE SEPARADORES O SELLOS AUXILIARES. ESTAS BOMBAS TIENEN CHOMACERAS DE CARBON CONICAS Y SE LUBRICAN CON EL MISMO LIQUIDO QUE BOMBEAN. ESTAN DISEÑADAS PARA OPERAR 65,000 Hrs ENTRE CADA INSPECCION ESTAN MONTADAS DE FABRICA Y HERMETICAMENTE BELLADAS.						
TR : Tornallas de Refrigeracion.						

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

HOJA DE DATOS UNIDAD DE REFRIGERACION

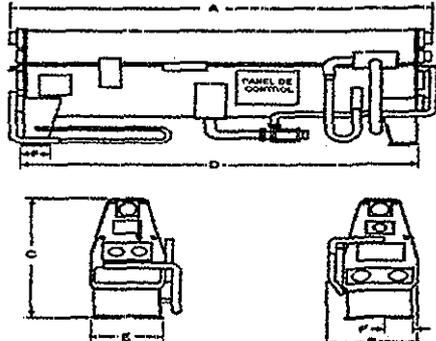
AREA 100  
CLASE U R A  
REV 2

POR	JPRA	REVISO	JPRA	APROBO	JPRA	HOJA	1	DE	1
1	CLIENTE	UNAM	CLAVE	URA-101	No. REQD.	REV	A	0	1
2	USAR	ALTAMIRA, TAMPS.	UNIDAD:	REFRIGERACION POR ABSORCION	1	POR	JPRA	JPRA	JPRA
3	SERVICIO	ENFRIAMIENTO	FABRICANTE:	YORK	CONDGEN / EVAP-ABSOR	APR	JPRA	JPRA	JPRA
4	MODELO	YIA-ST-10E3-AS	RECIPIENTES:			FECHA			04/91

CONDICIONES DE OPERACION

PUNTE DE CALOR: VAPOR  
 PRESION (psig): 9 TEMPERATURA (°F): 180  
 FLUJO (br/h): 17800 CAPACIDAD (TR): 980  
 TIPO DE REFRIGERANTE: AGUA  
 TIPO DE ABSORBENTE: BROMURO DE LITIO  
 COEFICIENTE DE OPERACION COP: 69%

CROQUIS DE DIMENSIONES



COMPONENTES

COMPONENTE	CONDENSADOR	GENERADOR	EVAPORADOR	ABSORBEDOR
FLUIDO	TUBOS	AGUA DE CDN	VAPOR	AGUA FRIA
	COAZA	REFRIGERANTE	SIN CONC.	REFRIGERANTE
Fam. Ent. De tubos	65	180	54	65
Temp. Sal. De tubos °F	101.4	190	44	95
Presión psig	1.348		0.117	
Flujo tubos gpm	3450	17800 br/h	2304	3450
Vol. Coaza gal	1582		4705	
Vol. Tubos gal	171	97	230	354
Temp. de coaza °F	115		42	

DATOS DE LA UNIDAD

TIPO: TANQUE CIRCULAR, tubo y coaza No. DE RECIPIENTES: 2  
 CAPACIDAD (TR): 980 PRESION DE DISEÑO (psig) 150  
 PESO (lb): 48500 TEMP DE DISEÑO (°F) 400  
 PESO EN OPN (lb): 65800

ACCESORIOS

Intercambiador

TIPO: TUBO Y COAZA MATERIAL: ACERO AL CARBON  
 DIAMETRO DE TUBOS (in) 1/2  
 Fluido tubos: Soln. Diluida Fluido coaza: Soln. Concentrada  
 Temperatura de entrada (°F): 104 Temperatura de entrada (°F): 215  
 Temperatura de salida (°F): 167 Temperatura de salida (°F): 135  
 Presión de vapor (br/in) 0.51 Presión de vapor (br/in) 1.47

Bombas

TIPO	MODELO	FLUIDO	ENT/SAL	FABRICANTE	VELOCIDAD
CENTRIFUGA	8011 FP	ABSORBENTE	8/4	EDWARDS	1425 RPM
CENTRIFUGA	8011 FP	REFRIGERANTE	8/4	EDWARDS	1425 RPM
CENTRIFUGA		VACIO		WELSH	1725 RPM

DIMENSIONES (ft)	A	B	C	D	E	F
Ver croquis	27.5	7.2	12.8	25	8	1.4

DATOS MECANICOS

MATERIAL SA - 518 G 70 @ 1.5 SWVP  
 Espesor recipiente superior (in): 3/16 Espesor recipiente superior (in): 7/16

TUBOS CONO	LONG (in)	DE (in)	GSP (in)	MATERIAL
TUBOS GEN	300-1/8	3/4	0.028	COBRE, C-120
TUBOS GEN	300-1/8	3/4	0.035	90/10 CuNi
TUBOS EVAP	300-1/8	3/4	0.028	COBRE, C-122
TUBOS ABS	300 1/8	3/4	0.028	COBRE, C-120

Valvulas

TIPO	SERVICIO	FLUIDO	DIAMETRO (in)
MARIPOSA	CORTE	VAPOR	6
CHECK	SEGURIDAD	VARIOS	3/4
SELENOIDE 250L	CONTROL	REFRIGERANTE	3/4
SELENOIDE 350L	CONTROL	REFRIGERANTE	3/4
SELENOIDE 550L	CONTROL	PURGADOS	3/4
BOLA	CORTE	ABSORBENTE	3/4

OBSERVACIONES: EL DISEÑO HERMETICO DE LAS BOMBAS ELIMINA LA NECESIDAD DE SEPARADORES O SELLOS AUXILIARES. ESTAS BOMBAS TIENEN CHUMACERAS DE CARBON CONICAS Y SE LUBRICAN CON EL MISMO LIQUIDO QUE BORBAN. ESTAN DISEÑADAS PARA OPERAR 55,000 Hrs ENTRE CADA INSPECCION. ESTAN MONTADAS DE FABRICA Y HERMETICAMENTE SELLADAS.  
 TR : Toneladas de Refrigeración.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## Capítulo 5

---

### COMPARACIÓN DE LOS CÁLCULOS OBTENIDOS, CON SISTEMAS SIMILARES.

---

La capacidad total del sistema es de 1820 TR, como no existen unidades de absorción tan grandes, se propone utilizar un sistema de absorción de dos unidades de 910 TR, pero como no se cuenta con una capacidad comercial de 910 Toneladas de Refrigeración\*, se tiene como base de comparación las siguientes unidades de refrigeración:

Proveedor	Modelo	Capacidad
York International	YIA - ST - 9E2 - 46	908 TR*
York International	YIA - SI - 10E3 - 46	960 TR*

Estas unidades son las inmediatas superior e inferior en capacidad comercial.

Antes de comenzar el comparativo, se debe tener toda la información, debido a esto es necesario calcular los volúmenes de tubos y coraza de cada uno de los componentes principales:

Volumen del evaporador.

Información obtenida de dimensionamiento de componentes:

No. de pasos: 2

No. de tubos: 1330

Área de flujo por tubo:  $a't$  (in<sup>2</sup>) = 0.302

Longitud de tubos:  $L_t$  (ft) = 25

Área total de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 1.39$$

Volumen de tubos

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t \cdot L_t$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 34.87$$

$$V \text{ (gal)} = 260.83$$

Volumen del absorbedor.

Información obtenida de dimensionamiento de componentes

No. de pasos: 2

No. de tubos: 1330

Area de flujo por tubo:  $a't$  (in<sup>2</sup>) = 0.302

Longitud de tubos:  $L_t$  (ft) = 25

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{N_t * a't}{144 * n}$$

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 1.39$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t * L_t$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 34.87$$

$$V \text{ (gal)} = 260.83$$

Volumen del condensador.

Información obtenida de dimensionamiento de componentes:

No. de pasos: 1

No. de tubos: 413

Area de flujo por tubo:  $a't$  (in<sup>2</sup>) = 0.302

Longitud de tubos:  $L_t$  (ft) = 25

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{N_t * a't}{144 * n}$$

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 0.87$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t * L_t$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 21.65$$

$$V \text{ (gal)} = 162.0$$

### Volumen del generador.

#### Información obtenida de dimensionamiento de componentes

No. de pasos: 2

No. de tubos: 506

Area de flujo por tubo:  $a't$  (in<sup>2</sup>) = 0.302

Longitud de tubos:  $L_t$  (ft) = 25

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n}$$

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 0.87$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t \cdot L_t$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 13.26$$

$$V \text{ (gal)} = 99.23$$

### Volumen del evaporador

#### Información obtenida de dimensionamiento de componentes:

Diámetro de la coraza (in): 39

Longitud de coraza  $L_t$  (ft) = 25

Area total de coraza:  $a_t$  (ft<sup>2</sup>)

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{\pi \cdot D^2}{4}$$

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 8.30$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t \cdot L_t$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 207.4$$

$$V \text{ (gal)} = 1552$$

### Volumen del absorbedor

#### Información obtenida de dimensionamiento de componentes

Diámetro de la coraza (in): 39  
Longitud de coraza  $L_t$  (ft) = 25  
Area total de coraza:  $a_t$  (ft<sup>2</sup>)

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{\text{Pi} \cdot D^2}{4}$$
$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 8.3$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t \cdot L_t$$
$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 207.4$$
$$V \text{ (gal)} = 1552$$

### Volumen del condensador.

#### Información obtenida de dimensionamiento de componentes:

Diámetro de la coraza (in): 25  
Longitud de coraza  $L_t$  (ft) = 25  
Area total de coraza:  $a_t$  (ft<sup>2</sup>)

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{\text{Pi} \cdot D^2}{4}$$
$$a_t \text{ (ft}^2\text{)} = 3.41$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = a_t \cdot L_t$$
$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 85.3$$
$$V \text{ (gal)} = 638$$

Volumen del generador.

Información obtenida de dimensionamiento de componentes

Diámetro de la coraza (in): 27

Longitud de coraza Lt (ft) = 25

Area total de coraza: at (ft<sup>2</sup>)

Area total de tubos

Volumen de tubos

$$at \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{\pi * D^2}{4}$$

$$at \text{ (ft}^2\text{)} = 4$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = at * Lt$$

$$V \text{ (ft}^3\text{)} = 99.4$$

$$V \text{ (gal)} = 744$$

Con toda la información recopilada se procede al comparativo componente por componente, con las unidades comerciales mas próximas.

Descripción	Resultados Obtenidos del Diseño	Unidad A		Unidad B	
		York	International	York	International
Capacidad (TR)	910	908		960	
<b>Evaporador</b>					
Flujo (gpm)					
Tubos	1954	2180		2304	
Volumen (gal)					
Tubos	260	211		230	
Coraza	1552	1904		2122	
inlet °F	56	54		54	
outlet °F	44	44		44	
Calor (BTU/hr)	11720010	10895640		11515392	
<b>Absorbedor</b>					
Flujo (gpm)					
Tubos	3185	3270		3450	
Volumen (gal)					
Tubos	260	306		334	
Coraza	1552	1904		2122	
inlet °F	85	85		85	
outlet °F	95.5	95		95	
Calor (BTU/hr)	16614420	16343460		17243100	

Descripción	Resultados Obtenidos del Diseño	Unidad A		Unidad B	
		York	International	York	International
Capacidad (TR)	910	908		960	
<b>Condensador</b>					
Flujo (gpm)					
Tubos	3185	3270		3450	
Volumen (gal)					
Tubos	162	156		171	
Coraza	656	711		791	
inlet °F	95.5	95		95	
outlet °F	103	101.4		101.4	
Calor (BTU/hr)	11730960	10459814.4		11035584	
<b>Generador</b>					
Flujo (gpm)					
Tubos (lb/hr)	18326	16600		17600	
Volumen (gal)					
Tubos	99	90		97	
Coraza	744	711		791	
inlet °F	240	188.28		188.28	
outlet °F	240	188.28		188.28	
Calor (BTU/hr)	17404380	16354320		17339520	

Descripción	Resultados Obtenidos del Diseño	Unidad A York International	Unidad B York International
Capacidad (TR)	910	908	960
Solución de LiBr			
Peso (lb)	10958.4	10055	11050
Eficiencia %	63	65	65
Flujo de agua fría a proceso			
Flujo (gpm)	1961.2	2187.9	2312.3

Analizando los datos tabulados, se comprueba la veracidad del diseño, al existir solo pequeñas diferencias entre la unidad diseñada y las unidades del proveedor. Analizando la información por componente se tiene:

**Evaporador:** El flujo de la unidad diseñada es un poco menor al requerido en las unidades A y B, esto se debe a un mayor volumen de coraza, sin embargo se tiene el mismo diferencial de temperatura y una disipación de calor muy similar.

**Absorbedor:** El diseño da como resultado valores de flujo y volúmenes de tubos y coraza menores a los tabulados por los proveedores, sin embargo se mantiene el diferencial de temperatura y una absorción de calor casi iguales.

**Condensador:** es lógico la obtención de valores menores en flujo y volumen de tubo y coraza, debido un evaporador y absorbidos de dimensiones menores a los reportados por el proveedor, aunque existe un diferencial de temperatura un poco mayor, esto es debido a una temperatura de entrada al generador mayor que las reportadas por el proveedor.

**Generador:** Es el componente más similar, al tener casi las mismas dimensiones que las unidades "A y B", la diferencia radica en la temperatura de entrada al generador por lado de tubos. De la información anterior se concluye que la unidad esta bien diseñada, que solamente sus dimensiones son un poco menores a las unidades comerciales.

## Capítulo 6

---

### ESTUDIO ECONÓMICO.

---

#### 6.1- Estimación de costos.

Antes de proceder a la preparación de un estimado, se recomienda analizar previamente la información disponible y definir el grado de exactitud que se requiere en el estimado.

#### Información disponible

##### \*Descripción del equipo:

Unidad de refrigeración por absorción para trabajar con vapor saturado, de efecto sencillo, tipo hermético, probado en campo. La unidad viene precargada con nitrógeno para mantenerla presurizada y detectar cualquier tipo de fuga que se pudiera presentar en el transporte.

##### \*Cotización del equipo por proveedor:

El modelo seleccionado, es el YIA-ST9E2-46, con capacidad para 908 TR, para operar a 460 Volts / 3 fases / 60 Hz; enfriando 1816 gpm de agua desde 56 °F hasta 44 °F, utilizando bromuro de litio como solución y agua desmineralizada como medio refrigerante. Para hacer el trabajo, requiere de 3270 gpm de agua de torre

La unidad seleccionada es la YIA-ST9E2-46.

Tiene un precio de \$225,208.00 USD más I.V.A. @ Jun-2002

El precio incluye:

§ Carga inicial de bromuro de litio

§ La unidad vendrá precargada con nitrógeno.

§ Precio neto libre a bordo en la planta de York, en Durango.

§ No incluye fletes y maniobras de instalación.

§ Falta agregar el seguro de flete y el 15% de I.V.A.

§ No incluye arranque

§ Tiempo de entrega de 10 a 12 semanas

\*Hoja de datos (punto 4.8)

Analizando la información disponible se puede optar por utilizar los métodos de estimados de costos intermedios, los cuales tienen un grado de exactitud que varía en  $\pm 30\%$  y su elaboración presupone un conocimiento prácticamente completo de las especificaciones principales del equipo.

En general, se puede establecer que las técnicas que se utilizan para elaborar este tipo de estimado consisten básicamente en lo siguiente: <sup>[11]</sup>

1.- Obtención de los costos estimados de los equipos principales o sea los mostrados en la lista de equipo. Estos costos se obtendrán mediante cualquiera de los siguientes métodos:

a.- Datos publicados en la literatura (gráficas, tablas, nomogramas, etc.) debidamente actualizados mediante los índices de costos correspondientes.

b.- Datos existentes de capacidades diferentes ajustando los costos mediante el método exponencial y debidamente actualizados mediante los índices de costos correspondientes.

c.- Obtención de cotizaciones directas de proveedores de los equipos.

Evidentemente el método más exacto es el "c" y el menos exacto el "b".

2.- Utilización de factores que permitan determinar el costo estimado del equipo en función del costo de los equipos principales.

a.- Método de los factores de Lang.

b.- Método de Hirsch-Glazier.

c.- Método de Rudd-Watson.

d.- Método de los módulos de Guthrie.

Al conocer los diferentes métodos y requerimientos de los estimados de costos preliminares se procede a determinar la inversión inicial por cotización directa, por ser el método más exacto, además de ser cotizado directamente por el proveedor y al tener menos especulaciones que los otros métodos.

### 6.1.1- Inversión inicial. <sup>(13, 14)</sup>

	Costo en miles USD
<b>Inversión fija</b>	<b>\$815,815</b>
Equipo, USD @ May-2001	\$258,989
Obra civil e Instalaciones Grúa, Cimientos, Instalación	\$517,978
Contingencias	\$38,848
	Costo en miles USD
<b>Inversión Diferida</b>	<b>\$17,676</b>
Flete	\$7,770
Pruebas y Arranque	\$5,180
Seguros	\$3,885
Contingencias	\$842
	Costo en miles USD
<b>Capital de trabajo</b>	<b>\$5,439</b>
Refacciones	\$5,180
Contingencias	\$259
	Costo en miles USD
<b>Inversión fija</b>	<b>\$815,815</b>
<b>Inversión diferida</b>	<b>\$17,676</b>
<b>Capital de trabajo</b>	<b>\$5,439</b>
<b>Total:</b>	<b>\$838,930 USD</b>

## 6.1 2.- Costos de operación

Equipo: Unidad de refrigeración por absorción

Modelo: YIA - ST - 9E2 - 46

La unidad de refrigeración para hacer el trabajo, requiere de 3270 gpm de agua torre, para el absorbedor y condensador, también requiere de dos bombas para circulación de refrigerante y solución absorbente, es importante considerar un 10% de perdidas por arrastre, fugas, etc., en el agua de alimentación al absorbedor. Es importante mencionar que se requiere por lo menos 10 tn/hr de vapor, a una presión mínima de 9 lb/in<sup>2</sup>, cabe recalcar que este último concepto no es incluido en los costos de operación, debido a que el vapor a utilizar es reciclado y no genera un costo adicional. Todo lo anterior se detalla en la tabla siguiente:

Concepto	Cantidad	Costo de insumo	Costo	
			Unitario \$/hr	Anual
Electricidad de bombas	67 Kw/hr	\$0.5/Kw	33.5	268,000
Agua (torre)	743 m <sup>3</sup> /hr	\$4/m <sup>3</sup>	2972	23,776,000
Agua (repuesto)	74.3 m <sup>3</sup> /hr	\$2.5/m <sup>3</sup>	186	1,488,000
Mantenimiento				84,600

Costo total de operación anual (pesos): \$25,616,600

Este costo representa la cantidad anual a gastar por concepto de operación del sistema de absorción, cabe mencionar que el mantenimiento es preventivo, y solo incluye la mano de obra y la asistencia técnica, cualquier refacción deberá considerarse en el concepto de contingencias. <sup>[9]</sup>

### 6.3 - Determinación de índices económicos (TIR y PRI).<sup>[2]</sup>

Tasa interna de retorno (TIR): Se define como la tasa de descuento capaz de igualar la serie de ingresos futuros con el desembolso original. Dicho de otro modo, es aquella tasa de descuento que da al proyecto un valor presente neto de cero. Expresado en símbolo, la TIR vendría a ser "r" en el denominador de la siguiente ecuación.

$$0 = DI - F\$_1 / (1 + T)^1 + F\$_2 / (1 + r)^2 + \dots + F\$_n / (1 + r)^n$$

Donde:

r : TIR

DI= Desembolso inicial: 7,885,943 pesos @ May-2001. Cotización directa del proveedor.

F\$<sub>i</sub>=Utilidad anual: \$2,254,000 pesos. (Representa los costos de operación del sistema de compresión)

n = Periodos: 10 años

Iterando se obtiene una TIR de:

$$TIR = 25.67\%$$

Periodo del retorno de la inversión (PRI): Es una medida de la rapidez con que el proyecto reembolsará el desembolso original de capital. Este periodo es el número de años (o meses o semanas) que la empresa tarda en recuperar el desembolso original mediante entradas de efectivo, sin actualizar, que produce el proyecto y que puede expresarse de la siguiente manera.

$$PRI (\text{años}) = \frac{\text{Desembolso inicial}}{\text{Utilidad anual}}$$

DI= Desembolso inicial: 7,885,943 pesos @ Dic-2001. Cotización directa del proveedor.

Utilidad anual: \$2,254,000 pesos, (Representa los costos de operación del sistema de compresión)

$$PRI (\text{años}) = 7,885,943 / 2,254,000$$

$$PRI (\text{años}) = 3.5$$

Por experiencia se puede decir que la tasa obtenida es algo baja, así como el retorno de inversión no es a corto plazo, aunque hay que determinar estos mismos índices para el sistema de compresión antes de tomar alguna decisión.

#### 6.4.- Análisis económico comparativo con el sistema de compresión.

Para tener bases de comparación es necesario seguir el mismo procedimiento que se uso en el sistema de absorción, por lo que se determinará el estimado de inversión, costos de operación e índices económico (TIR y PRI), para el sistema de compresión

**\*Estimados de costos:**

- ❖ Inversión inicial.
- ❖ Costos de operación.

**\*Índices económicos.**

Antes de comenzar algún cálculo es importante conocer la información disponible que se tiene para el sistema de compresión.

**\*Descripción del equipo:**

Unidad de refrigeración por compresión de efecto sencillo, tipo hermético, probado en campo. La unidad viene precargada con nitrógeno para mantenerla presurizada y detectar cualquier tipo de fuga que se pudiera presentar en el transporte.

**\*Cotización del equipo:**

El modelo seleccionado, es el YKGDFDH7-CXES, con capacidad para 910 TR, para operar a 460 Volts / 3 fases / 60 Hz; enfriando 1820 gpm de agua desde 56 °F hasta 44 °F , utilizando un compresor para hacer pasar calor de un lugar a otro, usando R-134A como medio refrigerante. Para hacer el trabajo, requiere de 2730 gpm de agua de torre.

La unidad seleccionada es la YKGDFDH7-CXES.

Tiene un precio de \$191,692.00 USD más I.V.A. @ Jun-2002

§ Precio neto libre a bordo en la planta de York, en Monterrey, N.L.

§ No incluye fletes y maniobras de instalación.

§ Falta agregar el seguro de flete y el 15% de I.V.A.

§ No incluye arranque

§ Tiempo de entrega de 10 a 12 semanas.

Inversión inicial. Cotización directa del proveedor.  
 Equipo: Unidad de refrigeración por compresión.  
 Modelo: YKGDFDH7 -- CXES

Inversión fija	Costo en miles USD
	\$694,405
Equipo, USD @ Dic-2001	\$220,446
Obra civil e Instalaciones	\$440,892
Grúa, cimientos, instalación	
Contingencias	\$33,067
Inversión Diferida	Costo en miles USD
	\$15,045
Flete	\$6,613
Pruebas y Arranque	\$4,409
Seguros	\$3,307
Contingencias	\$716
Capital de trabajo	Costo en miles USD
	\$4,629
Refacciones	\$4,409
Contingencias	\$220
	Inversión inicial
Inversión fija	Costo en miles USD
Inversión diferida	\$694,405
Capital de trabajo	\$15,045
	\$4,629
	<b>Total: \$714,080 USD</b>

**Costos de operación  
Sistema de compresión.**

**Equipo: Unidad de refrigeración por compresión  
Modelo: YKGDFDH7 - CXES**

La unidad de refrigeración para hacer el trabajo, requiere de un compresor centrífugo de simple etapa, el cual necesita para su funcionamiento una carga de 539 kw9hr, además de 2730 gpm de agua torre, para el absorbedor y condensador, también requiere de una bomba para circulación de aceite, es importante considerar un 10% de pérdidas por arrastre, fugas, etc., en el agua de alimentación al absorbedor. Todo lo anterior se detalla en la tabla siguiente:

Concepto	Cantidad	Costo de insumo	Costo	
			Unitario \$/hr	Anual
Electricidad de compresor	539 Kw/hr	\$0.5/Kw	270	2,160,000
Electricidad de bombas	60 Kw/hr	\$0.5/Kw	30	240,000
Agua (torre)	620 m <sup>3</sup> /hr	\$4/m <sup>3</sup>	2480	19,840,000
Agua (make-up)	62 m <sup>3</sup> /hr	\$2.5/m <sup>3</sup>	155	1,240,000
Mantenimiento				178,600

**Costo total de operación anual (pesos): \$23,658,600**

Este costo representa la cantidad anual a gastar por concepto de operación del sistema de absorción, cabe mencionar que el mantenimiento es preventivo, y solo incluye la mano de obra y la asistencia técnica, además de una carga de aceite, cualquier refacción deberá considerarse en el concepto contingencias. <sup>[9]</sup>

Determinación de índices económicos (TIR y PRI) para el sistema de compresión.

Tasa interna de retorno (TIR): Expresado en símbolo, la TIR vendría a ser "r" en el denominador de la siguiente ecuación.

$$0 = DI - FS_1 / (1 + r)^1 + FS_2 / (1 + r)^2 + \dots + FS_n / (1 + r)^n$$

Donde:

r: TIR

DI= Desembolso inicial: \$6,712,349 pesos @ Dic-2001. Cotización directa del proveedor.

FS<sub>i</sub> = Utilidad anual: \$4,212,000 pesos, (Representa los costos de operación del sistema de absorción)

n = Periodos: 10 años

Iterando se obtiene una TIR de:

$$TIR = 62.25\%$$

Periodo del retorno de la inversión (PRI): Puede expresarse de la siguiente manera

$$PRI (\text{años}) = \frac{\text{Desembolso inicial}}{\text{Utilidad anual}}$$

DI= Desembolso inicial: \$6,712,349 pesos @ Dic-2001. Cotización directa del proveedor.

Utilidad anual: \$4,212,000 pesos (Representa los costos de operación del sistema de absorción).

$$PRI (\text{años}) = 6,712,349 / 4,212,000$$

$$PRI (\text{años}) = 1.59$$

La TIR obtenida para el sistema de compresión es mucho más alta que la obtenida en sistema de absorción, por lo que toca al periodo de recuperación, la inversión se recupera en la mitad de tiempo en el sistema de compresión.<sup>[2]</sup>

Con toda la información necesaria se procede a comparar los costos entre ambos sistemas:

Tabla comparativa de estimados de inversión.

Método	Absorción	Compresión	Diferencia Abs - Comp
Cotización	\$7,885,943	\$6,712,349	- \$1,173,594

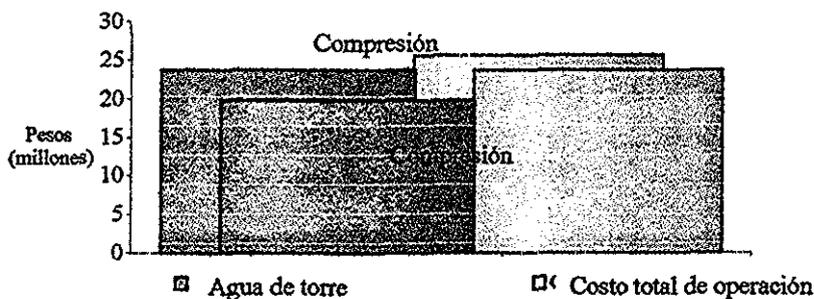
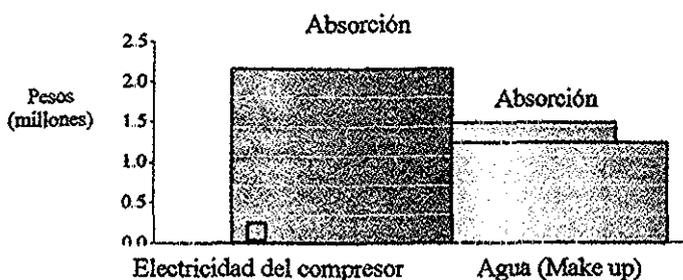
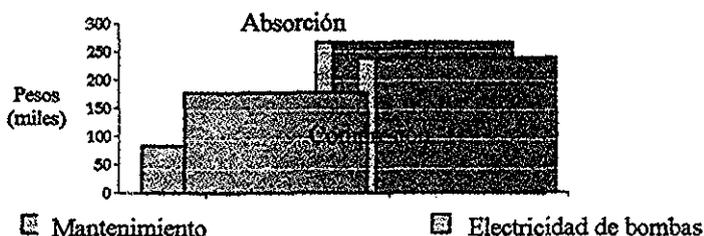
Es claro que el sistema de compresión, requiere de una inversión menor, esto se debe a un costo de adquisición de equipo mas bajo en comparación con el de absorción, aún que el resultado no es favorable para el sistema de absorción, este resultado no es definitivo.

Tabla comparativa de costos de operación.

Concepto	Sistema		Costo Unitario	Costo Anual		Diferencia Abs - Comp
	Absorción	Compresión		Absorción \$/año	Compresión \$/año	
Electricidad de bombas	67 Kw/hr	60 Kw/hr	\$0.5/Kw	\$268,000	\$240,000	\$28,000
Electricidad de compresor	0	539 Kw/hr	\$0.5/Kw	\$0	\$2,160,000	-\$2,160,000
Agua (torre)	743 m <sup>3</sup> /hr	620 m <sup>3</sup> /hr	\$4 m <sup>3</sup> /hr	\$23,776,000	\$19,840,000	\$3,936,000
Agua (make-up)	74.3 m <sup>3</sup> /hr	62 m <sup>3</sup> /hr	\$2.5 m <sup>3</sup> /hr	\$1,488,000	\$1,240,000	\$248,000
Mantenimiento				\$84,600	\$178,600	-\$94,000
Costo total de operación anual:				\$25,616,600	\$23,658,600	\$1,958,000

De igual manera que en los estimados de inversión, el sistema de compresión resulta más económico en su operación, esto se debe en gran medida a un uso mayor de agua de torre, que es el insumo de más alto costo en la operación de ambos sistemas.

Toda la información anterior, se visualiza mejor en forma gráfica, debido a la diferencia tan grande que existe entre las cifras del comparativo de costos de operación, se dividieron convenientemente los conceptos tabulados en el comparativo en las siguientes tres graficas.

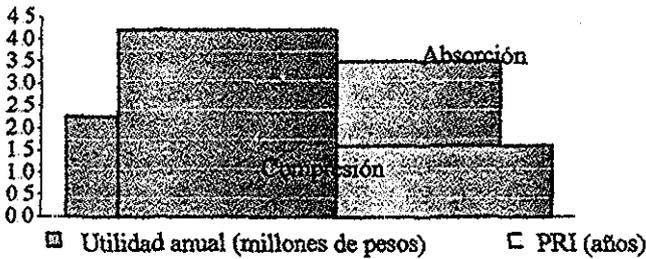


TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

Tabla comparativa de índices económicos.

Concepto	Sistema	
	Absorción	Compresión
Utilidad anual (pesos)	\$2,254,000	\$4,212,000
TIR (%)	25.7	62.3
PRI (años)	3.5	1.6

Con las siguientes graficas se puede tener una mejor idea de la diferencia existente entre estos índices



Analizando la información anterior, se puede concluir que el sistema de compresión es el más económico, al tener más bajo costo de adquisición y de operación, al ser más rentable y tener un periodo de recuperación de la inversión muy corto. Toda la información antes mencionada se analizará en el capítulo 7.

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

## Capítulo 7

---

### EVALUACIÓN DEL CASO DE ESTUDIO.

---

La evaluación es el proceso mediante el cual los atributos y resultados de un proyecto se comparan y califica para obtener un juicio acerca de una situación que refiere ser encaminada al cumplimiento de ciertos fines. Debe entenderse por juicio, el resultado de efectuar una comparación racional así como por calificar, asignar cualidades a un ente o bien ordenar una serie de cosas mediante un proceso preferencial.

Al existir diversos criterios de decisión es necesario establecer guías para definir cuál debe adoptarse en un proyecto específico. La elección apropiada depende de las circunstancias en que se tome la decisión y de las prácticas que siga la empresa. Las empresas tienen distintas normas de aceptación, que es necesario conocer. Quienes toman decisiones tienen también diferentes normas en cuanto aquello que se les pueda comunicar, la misma empresa querrá considerar más de una norma de aceptación. Por supuesto se debe estar preparado para aplicar cualquiera o todos ellos.

Como las circunstancias que rodean cada caso pueden variar mucho, es preciso limitar el estudio en términos generales que pueden ser adecuados a los casos específicos que se pueden presentar.

#### 7.1- Resultados y su discusión.

De acuerdo a la aplicación de la metodología establecida para el presente trabajo, se consideraron los siguientes aspectos para ser evaluados en este caso de estudio, siendo estos:

- \*Aspecto técnico de proceso
- \*Aspecto de diseño de sistema.
- \*Aspecto económico - financiero.

### Aspecto técnico de proceso.

En este inciso se consideran las características desde el punto de vista de proceso en el ámbito de ingeniería básica.

\*Se cuenta con la suficiente energía recuperada para la operación del sistema de absorción, al cuantificarse dicha energía en el punto 2.3 y comprobarse que la energía disponible excede la requerida.

\*Mediante un análisis energético, se determino que el proceso requiere disipar un calor equivalente a 1820 TR, de las áreas de polimerización y recuperación, para este fin se requiere de dos unidades de refrigeración de 908 TR las cuales tendrán vapor de desecho como medio de calentamiento, para generar el efecto de enfriamiento necesario para disipar el calor de ambas áreas.

\*Se diseño termodinámicamente la unidad de refrigeración por absorción, por el método descrito en el ASHRAE Handbook, dando como resultado un diseño con pocas diferencias, respecto a diseños de unidades similares obtenidos de fabricantes especializados, con este hecho se valida la metodología empleada en el diseño de esta unidad en el presente trabajo.

### Aspecto de diseño de sistema.

\*El diseño mecánico de la unidad de refrigeración por absorción se baso en el cálculo de coeficientes limpios y totales de diseño, comprobándose el cálculo mediante la obtención del factor de obstrucción. La información que resulto de este diseño, se comparo con diseños de unidades similares obtenidos de fabricantes especializados, observándose muy pocas diferencias en la comparación de ambos diseños, por lo que se validan los cálculos elaborados para este diseño.

\*Se determino que el espesor adecuado para el recipiente superior es de  $\frac{5}{16}$  y de  $\frac{7}{16}$  para el recipiente inferior, esta diferencia de espesores se debe principalmente al cambio de diámetro entre los recipientes y a su diferencial de presión.

\*Las hojas de datos elaboradas, contienen lo que el autor del presente trabajo considera más importante y representativo de esta unidad, al no encontrar en la literatura y proveedores, algún formato oficial.

#### Aspectos económico-financieros.

Criterio económico -financiero, Con este criterio se busca el mejor tiempo de recuperación de la inversión, la máxima utilidad y el menor tiempo de implantación del proyecto.

Dentro de los aspectos económicos -financieros, fueron seleccionados los siguientes puntos para ser evaluados:

Presupuesto de inversión.

Costos de operación.

TIR y PRI.

\*En los criterios seleccionados se puede observar que el primer aspecto refleja la inversión requerida para adquirir e instalar el sistema a implementar, este presupuesto esta integrado por el conjunto de erogaciones que es necesario realizar para conformar la infraestructura física (maquinaria, terreno, edificios, etc.) e intangible (impuestos que deben ser pagados por la compra o importación de maquinaria, transporte hasta el sitio del proyecto, seguros, etc.) que le permitirá al proyecto transformar un conjunto de insumos en un producto terminado.

\*Como se puede ver en la tabla de inversión, es claro que el presupuesto a invertir es menor en el sistema de compresión, esto se debe principalmente a un costo de adquisición menor en comparación con el sistema de absorción, lo que implica una inversión inicial menor para el sistema de compresión

**\*Al contrario de lo que inicialmente se pensaba, los costos de operación del sistema de absorción, superan a los costos generados de la operación del sistema de compresión, esto se debe a un mayor consumo de agua de torre por parte de la unidad de absorción y este insumo es el de mayor costo por hora, superando aún el costo de kw/hr que consume el compresor.**

**\*De igual forma que en los anteriores puntos, después de ser evaluados mediante índices económicos (TIR y PRI), el resultado favorece nuevamente al sistema de compresión, al tener una tasa de interna de 63.2% y un periodo de retorno de 1.6 años, cifras que como se puede observar en la tabla de índices, duplican favorablemente las obtenidas para el sistema de absorción.**

## **7.2- Conclusiones y recomendaciones.**

**Después de analizar la información del punto anterior (7.1) se puede concluir que la implantación del sistema de refrigeración por absorción es técnicamente factible, pero económicamente inapropiada, debido principalmente a un alto consumo de agua de enfriamiento en el absorbedor de dicho sistema, siendo este insumo el de mayor costo por hora, además de que el sistema de absorción tiene un costo de inversión inicial un poco mayor que el sistema de compresión, por lo que no es económicamente recomendable usar el sistema de absorción en este caso en particular.**

**Debido a lo anterior se debe rechazar la hipótesis planteada en un principio, al no poder cumplirse en su totalidad los objetivos pactados al inicio de este trabajo, por lo ya antes mencionado. En este caso en particular lo recomendable es instalar un equipo de refrigeración por compresión mecánica, para disipar el calor generado por el proceso en las áreas de polimerización y recuperación.**

**El sistema de absorción es recomendable en procesos donde el costo de agua de enfriamiento resulte más económico o donde el costo de energía eléctrica sea más alto, por ejemplo al elaborar un análisis de sensibilidad se puede encontrar algún punto donde los costos mayor jerarquía (electricidad y agua de enfriamiento) equilibren los costos totales de los dos sistemas.**

El examen de sensibilidad determina lo siguiente:

Por cada 10 centavos de variación en el costo de electricidad, los costos de operación aumentaron: \$53,600 en el sistema de absorción, mientras que en el sistema de compresión aumento \$479,200, las utilidades de ambos sistema se vieron afectadas de una forma similar, al aumentar \$431,200, en absorción y 5,600 en compresión. Ahora al variar por 10 centavos el costo del agua de enfriamiento se obtuvo: una variación de, \$594400 en absorción y de \$496,000 en compresión, mientras que la utilidad del sistema de compresión se vio afectada negativamente, en el orden de \$98,400, por cada 10 centavos de agua de enfriamiento.

Como resultado de lo anterior se determino un punto de equilibrio, el cual se encuentra en \$0.95/kw y \$3.0/m<sup>3</sup>, con estos costos encontramos un ligero margen de utilidad de \$644,000, del sistema de absorción sobre el de compresión, pero tenemos un periodo de retorno de la inversión y una tasa interna de retorno de igual magnitud para ambos sistemas, por lo que la implementación de un sistema de refrigeración por absorción, solo es posible bajo estas condiciones económicas, debido a que anteriormente se había demostrado un eficiente funcionamiento técnico, el único limitante para no elegir este sistema, en este caso en particular es el factor económico, que necesitaría de las condiciones antes mostradas para equilibrar dicho factor, debido a esto se recomienda elegir al sistema de compresión, como medio de enfriamiento.

---

## BIBLIOGRAFÍA.

---

1. Juan Pablo Rodríguez Alvarez, (1996), "Manual de prácticas profesionales", Instituto Tecnológico de Cd. Madero, Fibras Nacionales de Acrílico S.A. de C.V.
2. Roberto del Río Soto y colaboradores, (1998), "Evaluación de tecnologías en la industria de refinación del petróleo", Subdirección de transformación industrial, Instituto Mexicano del petróleo, Pemex Refinación
3. George T. Austin, (1992), "Manual de procesos químicos en la industria", 5ª edición, McGraw-Hill.
4. Dr. Hernando Romero Paredes Rubio, Dr. Juan José Ambríz García, (1994), "Refrigeración y aire acondicionado", Modulo VI, Diplomado en administración y ahorro de energía.
5. Dr. Hernando Romero Paredes Rubio, Dr. Juan José Ambríz García, (1994), "Generadores de vapor, hornos y torres", Modulo VII, Diplomado en administración y ahorro de energía.
6. Robert H. Perry, (1986), "Manual del ingeniero químico", sexta edición, McGraw-Hill.
7. Donald Q. Kern, (1997), "procesos de Transferencia de calor", 29ª reimpresión, Cia. Editorial Continental.
8. Ralph Landau, (1992), "La planta química", 3ª Edición, C.E.C.S.A.
9. Howar F. Rase, M. H. Barrow, (1982), "Ingeniería de proyecto para plantas de proceso", 8ª impresión, Cia. Editorial Continental,
10. American Society of Heating, Refrigerating and air conditioning engineering, (1967), "ASHRAE Handbook", New York.
11. H. G. Thuesen y colaboradores, (1987), "Ingeniería Económica", 5ª Edición, Prentice-Hall.

---

## BIBLIOGRAFÍA.

---

- 12 Héctor Jiménez González, (1990), Seminario de adiestramiento para unidades de absorción, Carrier.
13. "Evaluación integral de proyectos de inversión", (1996), Dirección de promoción y desarrollo Empresarial, Subdirección de Desarrollo Empresarial, Nacional Financiera.
14. "Ciclo de vida de proyectos de inversión", (1996), Dirección de promoción y desarrollo Empresarial, Subdirección de Desarrollo Empresarial, Nacional Financiera.
15. Dr. Constantino Álvarez Fúster, (1995), "Diseño de tanques y recipientes", cuaderno de posgrado # 25, Facultad de Química, División de Estudios de Posgrado, División de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México.