



U. N. A. M.

FACULTAD DE QUIMICA

ROBERTO VALDES PAREDES

DISEÑO DE UN SISTEMA DE REFRIGERACION A BASE DE VAPOR AL VACIO PARA UNA PLANTA PRODUCTORA DE DODECILBENCENO EN REFINERIA MADERO.

TESIS PROFESIONAL

MEXICO, D. F.

1968



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

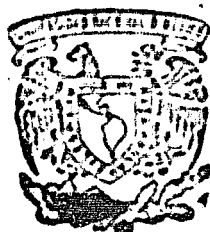
DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



DISEÑO DE UN SISTEMA DE REFRIGERACION A
BASE DE VAPOR AL VACIO PARA UNA PLANTA
PRODUCTORA DE DODECILBENCENO EN
REFINERIA MADERO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

ROBERTO VALDES PAREDES

1968

**JURADO
ASIGNADO**

PRESIDENTE : I. Q. RAUL MEYER STOFFEL.
VOCAL : I. Q. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE.
SECRETARIO : I. Q. PABLO BARROETA GONZALEZ.
1er SUPLENTE : I. Q. JOSE E GALINDO FUENTES.
2do SUPLENTE : I. Q. FEDERICO LOPERENA GUERRERO.

**SITIO DONDE SE
DESARROLLO EL TEMA**

REFINERIA MADERO,
CD. MADERO, TAMP.S.

SUSTENTANTE ROBERTO VALDES PAREDES.

SEPTIEMBRE DE 1968



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DEPTO. DE PASANTES Y
EXÁMENES PROFESIONALES.

FORMA C

(AUTORIZACION PARA ESCRIBIR DEFINITIVAMENTE EL TEMA REVISADO)

C. Director Genl. de Servicios Escolares
Universidad Nacional Autónoma de México.
P r e s e n t e .

Me permite comunicar a usted, que el tema de T E S I S

Titulado: "DISEÑO DE UN SISTEMA DE REFRIGERACION A BASE
DE VAPOR AL VACIO PARA UNA PLANTA PRODUCTORA DE DODECIL BENCENO EN REPI
NERIA MADRO"

que presenta: EL SR. ROBERTO VALDES PARDES

Pasante de la Carrera de: INGENIERO QUIMICO

Fué aceptado por el Jurado nombrado para dicho examen, el cual quedó --
integrado en la siguiente forma:

Presidente Prof: RAUL MEYER STOPPEL

V o c a l : ALBERTO BREMAUNTZ MONGE

Secretario : PABLO BARRCETA GONZALEZ

1er. Suplente : JOSE E. GALINDO FUENTES

2do. Suplente : FEDERICO LOPERENA GUERRERO

A t e n t a m e n t e .

"POR ME RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cd. Universitaria C.F., a 10 de septiembre de 1968

EL JEFE DEL DEPTO. DE PASANTES
Y EXÁMENES PROFESIONALES.

QUIM. JOSÉ LÓPEZ TERÁN S.

CON TODO MI
CARIÑO PARA
MI MADRE

A MI
QUERIDA
ESCUELA

CONTENIDO

CAPITULO I :	GENERALIDADES
CAPITULO II	SISTEMAS DE REFRIGERACION Y SU FUNCIONAMIENTO
CAPITULO III :	SISTEMA DE REFRIGERACION ACTUAL DE LA PLANTA
CAPITULO IV :	DISEÑO PROPUESTO
CAPITULO V :	CALCULO DE EQUIPO
CAPITULO VI :	ANALISIS DE COSTOS
CAPITULO VII:	CONCLUSIONES
CAPITULO VIII:	BIBLIOGRAFIA

CAPITULO I.

GENERALIDADES.

En la Planta productora de Dodecílbenoeno de la Refinería Madero, en Cd.- Madero Tamaulipas, existe un sistema de enfriamiento para el reactor de la misma, que consiste en un circuito de Refrigeración por Compresión de Propano. Con este sistema, la temperatura de la reacción que se lleva a cabo debería tener un valor entre los 10 y 25 °C, considerado como rango óptimo para la reacción. Sin embargo, el sistema de Refrigeración con que se encuentra equipada la Planta, no ha sido suficiente para proporcionar el enfriamiento requerido en el reactor, debido a que la capacidad de producción actual de la Planta está muy por encima del valor con que originalmente fué diseñada.

En virtud de esta circunstancia, el enfriamiento del reactor mediante Propano ha sido deficiente y se ha tenido que recurrir en muchas ocasiones a poner fuera de operación tal sistema y efectuar el enfriamiento utilizando directamente agua de enfriamiento que proviene de las torres de enfriamiento de la Refinería. Esta agua de enfriamiento se hace pasar por el reactor en sustitución del Propano y al salir se manda nuevamente a enfriar a las torres ya mencionadas. Esto tampoco ha tenido resultado, debido a que la temperatura de esta agua alcanza en tiempo de Verano hasta 35°C con lo cual no es posible obtener resultados satisfactorios al utilizarla.

El objeto del presente trabajo consistirá en diseñar un sistema de Refrigeración para el reactor, que haga posible mejorar las condiciones de operación de la Planta y obtener un mejor producto.

CAPITULO II

SISTEMAS DE REFRIGERACION Y SU FUNCIONAMIENTO.

La refrigeración puede definirse como la aplicación de un proceso para reducir y mantener la temperatura de un material o de un espacio abajo de la temperatura del medio exterior.

Para poder reducir una temperatura hasta las condiciones deseadas se puede utilizar uno o más de los varios procesos que se conocen en Refrigeración.

Los procesos más utilizados son:

- a) Refrigeración por Compresión de Vapor,
- b) Refrigeración por Vapor al Vacío y,
- c) Refrigeración por Absorción.

La aplicación de cada uno de estos procesos puede haberse flexible y da lugar entonces a variaciones más o menos ligeras en los diferentes sistemas que corresponden a cada caso.

El funcionamiento de cada uno de los anteriores procesos es, en forma oscura, como sigue:

a) Ciclo de Refrigeración por Compresión de Vapor.

Un sistema completo de Refrigeración por Compresión de Vapor requiere un evaporador para contener el refrigerante líquido en ebullición; un compresor para comprimir y bombear el vapor refrigerante; un condensador para eliminar calor del vapor refrigerante y condensarlo; un recipiente para almacenar el refrigerante líquido que está sometido a una presión elevada y, además, una válvula de expansión. Este sistema se muestra en la figura No. II-1.

En esta figura, el refrigerante líquido está contenido en el recipiente - acumulador, y fluye hacia la válvula de expansión, donde, debido a la diferencia de presiones entre uno y otro lado de la misma, el refrigerante sufre una expansión isentrópica, vaporizándose parcialmente. La presión absoluta del lado de baja presión, en la válvula de expansión, corresponde a la presión de succión del compresor. Ya en el evaporador, el refrigerante líquido se somete a evaporación a una temperatura que es función de la presión total en el evaporador. En este punto, el refrigerante absorbe calor (latente) del medio exterior y se vaporiza.

Seguidamente, el vapor refrigerante entra al compresor donde se comprime y se descarga a una presión relativamente elevada. El vapor refrigerante comprimido se condensa haciendo uso de un medio de enfriamiento exterior, el cual elimina primero el sobrecalentamiento del vapor y después el calor latente del mismo. El calor eliminado en el condensador es el total del

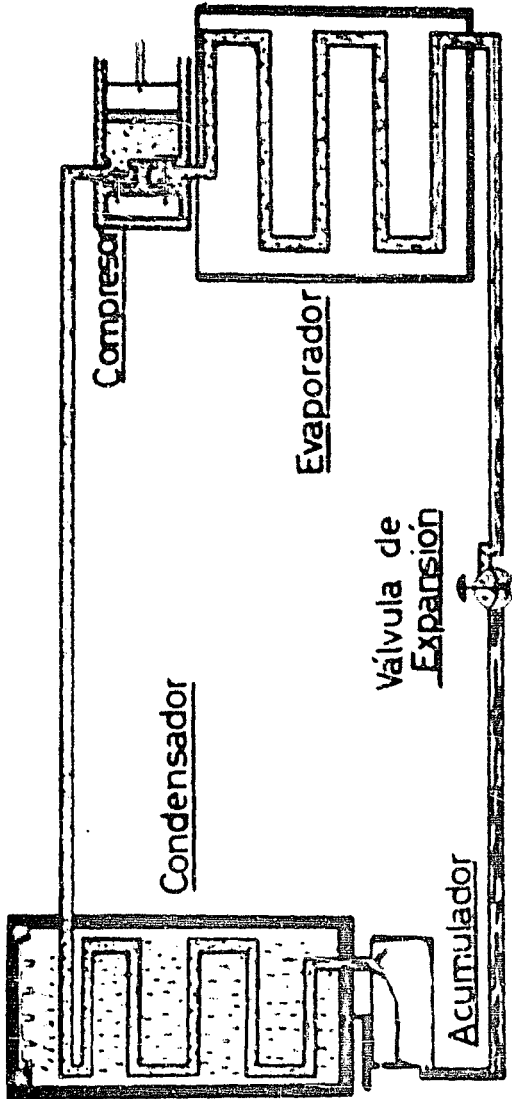


Figura II-1

valor absorbido por el refrigerante en el evaporador y al equivalente al de la energía aplicada al vapor en el proceso de compresión.

Para cerrar el ciclo, el refrigerante líquido que proviene del condensador regresa al acumulador después de haber sido comprimido y condensado. Este tipo de ciclo de refrigeración puede efectuarse utilizando un compresor recíproco, centrífugo o rotatorio, según las condiciones y necesidades de cada caso.

b) Ciclo de Refrigeración por Vapor al Vapor.

El equipo requerido para efectuar este ciclo de refrigeración, consiste de una cámara de vaporización o evaporador, un eyector primario y uno o dos eyectores secundarios, un condensador para el eyector primario y uno o dos condensadores secundarios; así como también dos bombas para circular y bombear el refrigerante. Este sistema se ilustra en la figura No. II-2.

En este sistema, vapor a alta velocidad pasa a través de la boquilla y del difusor del eyector primario, descargándose en el condensador respectivo. Debido a esto, el vapor presente en la cámara de vaporización o evaporador es succionado hacia el eyector primario formándose un vacío en el mismo evaporador. El agua que retorna del punto de refrigeración es atomizada mediante boquillas de pulverización con el fin de proporcionar una área máxima de exposición para una evaporación más rápida. La refrigeración se lleva a cabo por la Vaporización Instantánea de una porción del agua que está entrando a la cámara de vaporización, la cual absorbe calor latente del resto del agua que no se vaporizó, haciendo que ésta = última al perder el calor sensible disminuya la temperatura. De esta manera, el agua que sale del evaporador tendrá una temperatura cuyo valor es cierto número de grados más bajo que el de la temperatura de entrada. Además, para sustituir la porción de agua que se está vaporizando, se agrega al sistema en el evaporador, una cantidad igual de agua de reposición.

El vapor motriz junto con el vapor de agua formado en el evaporador, se descarga en el condensador primario; de esta manera, la mezcla anterior de vapores se recupera por condensación y puede ser enviada a la caldera que suministra el vapor motriz.

El sistema se complementa con uno o dos eyectores, con sus condensadores respectivos con el fin de evacuar los gases no condensables que se arrastran hasta el condensador primario y que se han filtrado al interior del

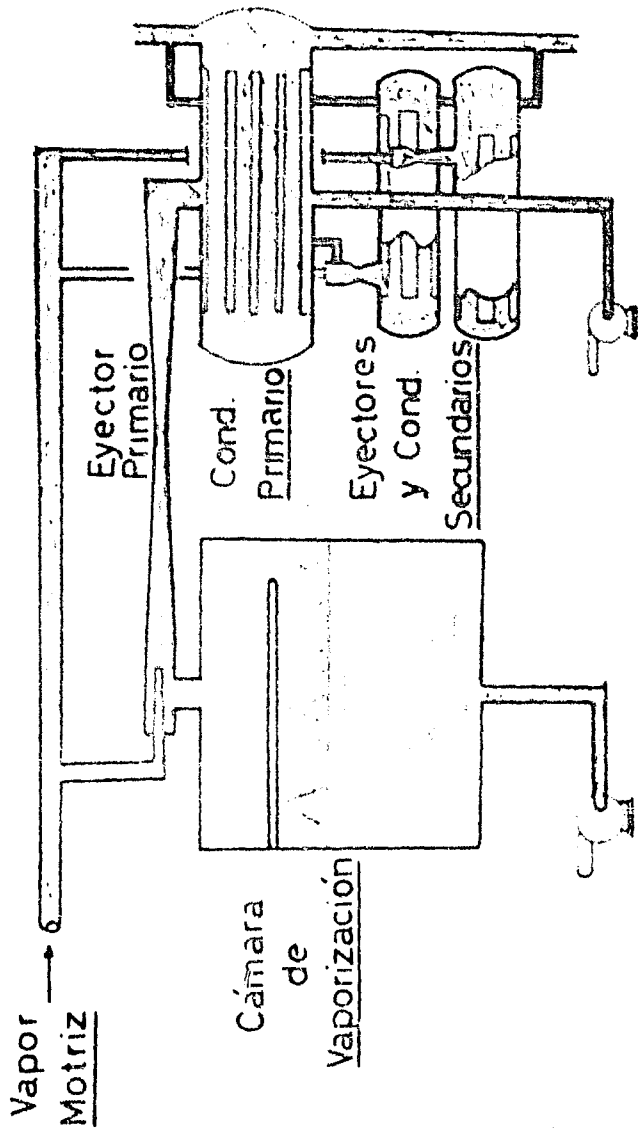


Figura II-2

sistema por efecto del vacío que se tiene. Este equipo complementario ha de que la presión se eleve en etapas sucesivas para poder descargar los gases no condensables a la atmósfera. De esta forma el sistema se encuentra completo y listo para la operación continua.

c) Ciclo de Refrigeración por Absorción.

El equipo necesario para utilizarse en este ciclo de refrigeración consiste en un evaporador, que se instala en el punto donde quiera efectuarse la refrigeración, una cámara de absorción o absorbedor, un generador de vapor refrigerante y un condensador. Además es común utilizar dos válvulas de expansión y una bomba recíproca.

En este sistema, el vapor refrigerante que se forma en el evaporador pasa a la cámara de absorción donde se pone en contacto y es absorbido por un fluido secundario o absorbente. La solución resultante, rica en refrigerante, se transfiere al generador donde se calienta y se extrae el refrigerante a alta presión por evaporación. El refrigerante pasa después al condensador donde se condensa y se manda nuevamente al evaporador. El proceso se puede apreciar en la figura No. 11-1.

La solución de refrigerante y absorbente formada en el absorbedor se hace pasar hacia el generador en donde se calienta a presión relativamente alta para extraer por evaporación la mayor parte del refrigerante contenido en el absorbedor. Del generador, el refrigerante en forma de vapor, fluye hacia el condensador, donde se condensa utilizando una fuente de enfriamiento exterior. El refrigerante queda listo para ir hacia el evaporador a absorber más calor.

La solución pobre en refrigerante que queda en el generador se hace fluir por gravedad hacia el absorbedor donde nuevamente se le utiliza para absorber más refrigerante del evaporador.

En muchos sistemas comerciales basados en el ciclo de absorción el refrigerante más comúnmente utilizado es el amoníaco mientras que como absorbente se utiliza agua.

El circuito evaporador-absorbedor trabaja a baja presión, mientras que el circuito generador-condensador opera a presión relativamente alta. Por esto, para circular la solución del absorbedor al generador, se hace necesario utilizar una bomba recíproca para el líquido.

Con el fin de que el sistema pueda funcionar en forma adecuada con un refrigerante tal como el amoníaco, es necesario utilizar dos válvulas de expansión. Una de estas válvulas se coloca entre el condensador y el absorbedor.

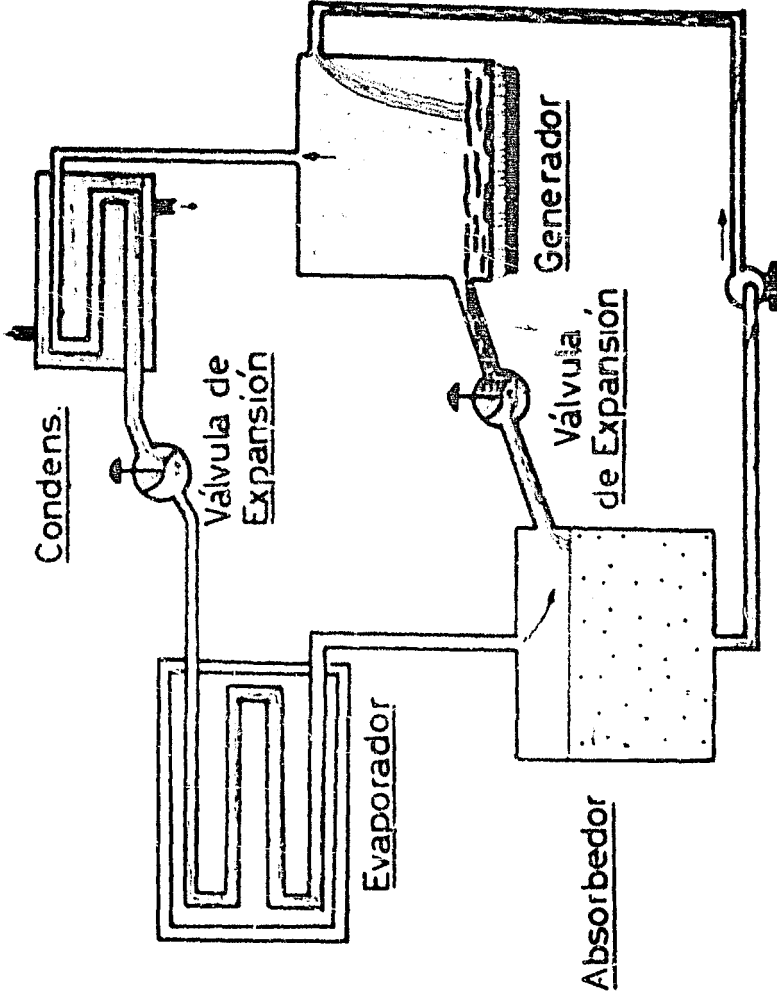


Figura II - 3

CAPITULO III.

SISTEMA DE REFRIGERACION ACTUAL DE LA PLANTA.

El sistema de Refrigeración actual de la Planta está basado en el Ciclo de Refrigeración por Compresión de Vapor. Este sistema fué diseñado para proporcionar la Refrigeración al Reactor de la Planta, en el cual se efectúa una reacción exotérmica entre el benceno y el tetrapropileno o tetraereno produciendo dodecilbenceno. El enfriamiento proporcionado por el sistema elimina del reactor 165000 K cal/Hr (1450000 Btu/Hr) mediante la evaporación del propano líquido en el haz de tubos con que está provisto el reactor.

El sistema de Refrigeración, el cual se ve en la figura III-1, trabaja en forma independiente al resto de la Planta y está constituido por el equipo siguiente:

- a) Un compresor de propano D-1
- b) Un condensador de propano D-1
- c) Un tanque acumulador de propano líquido D-2
- d) Un tanque de balance D-4
- e) Un tambor separador de vapor líquido D-3
- f) Un reactor de propano fresco D-7

En este sistema, el propano líquido contenido en el acumulador D-2 a 12.35 Kg/cm^2 (175 psig) y 33°C (100°F) pasa hacia el tambor de balance D-4 donde las condiciones de presión y temperatura disminuyen hasta 2.96 Kg/cm^2 (42 psig) y -5.7°C (20°F). El flujo de propano líquido entre estos dos tanques se controla utilizando para ello una válvula de control que es accionada por un controlador de nivel de líquido colocado en el tambor de balance D-4.

Este controlador de nivel se encuentra además equipado con una alarma - nivel alto para el propano líquido en el tambor de balance D-4. La válvula antes mencionada trabaja como válvula de expansión, regulada automáticamente, ya que a través de ella se encuentran comunicados los recipientes D-2 y D-4 entre los cuales existe una diferencia o potencial de presión que permitirá al propano expandirse al pasar del lado de alta presión al lado de baja.

Por el fondo del tambor de balance D-4, el propano líquido fluye hacia el reactor en donde absorbe calor de la reacción exotérmica que ahí se efectúa y como consecuencia se vaporiza.

El propano en fase de vapor sale del reactor y regresa al tambor de ba-

lanos D-4 por la parte superior de éste, para mezclarlos con el vapor formado por la expansión del propano que está llegando a este recipiente proveniente del acumulador D-2.

Para controlar la presión en su valor preciso en el tambor de balance D-4 existe un sistema de control y registro de presión en este recipiente, el cual controla la presión del vapor de propano en el recipiente accionando en forma automática una válvula de control que permite el flujo de parte del vapor de propano que es descargado por el compresor a presión alta.

El tambor de balance D-4 está equipado también con una válvula de alivio o relevo, la cual abrirá en caso de que la presión en este recipiente suba hasta un valor excesivo.

La mezcla de vapores de la parte superior del tambor de balance D-4, acciende hacia el tambor separador D-3, en donde se separa el propano líquido que haya sido arrastrado por el vapor en su trayecto hacia este separador. El líquido separado se colecta en el fondo del D-3 de donde fluye por gravedad al tambor de balance D-4.

El separador D-3 cuenta con una rejilla metálica para hacer más efectiva la separación y está provisto de un indicador de nivel que se encuentra conectado a una alarma de alto nivel líquido en este separador.

El vapor de propano sale de la parte superior del separador D-3 y fluye a la succión del compresor C-1, el cual lo comprime y lo descarga a una presión de $11.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs. (100 psia)}$.

La línea de descarga del compresor está equipada con una válvula de alivio la cual abrirá el circuito desfogando el propano a la atmósfera cuando la presión alcance un valor peligroso dentro del sistema.

El propano que sale de la descarga del compresor en forma de vapor comprimido fluye hacia el condensador E-1, en donde se condensa y se enfría de $55^\circ \text{C (131}^\circ \text{F)}$ a $38^\circ \text{C (100}^\circ \text{F)}$. El condensador utiliza agua de enfriamiento del sistema general de la Refinería, la cual sale de éste con una temperatura cercana a los $38^\circ \text{C (100}^\circ \text{F)}$.

Del condensador E-1, el propano en fase líquida entra al acumulador D-2 para cerrar de esta manera el circuito. Este acumulador D-2 está provisto de un indicador de nivel de líquido y trabaja a $12.35 \text{ Kg/cm}^2 \text{ manométricos de presión (175 psig)}$ y a $38^\circ \text{C (100}^\circ \text{F)}$.

El sistema se complementa con el recipiente D-7 que se utiliza como recedador del propano que se utiliza como repuesto en el sistema. Este recedador está conectado directamente al acumulador D-2 y además, está provisto también de una válvula de alivio para proteger al sistema de una elevación súbita de presión en la línea de alimentación de propano al sistema.

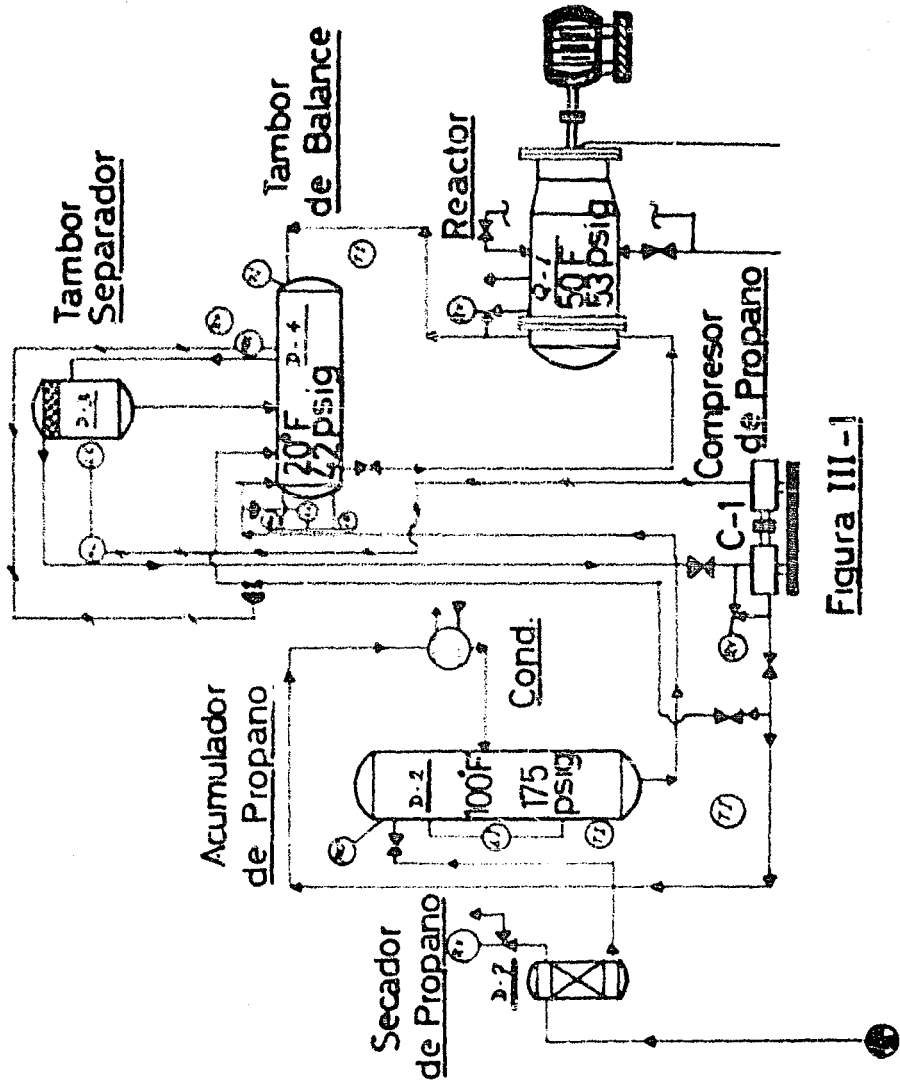


Figura III - 1

CAPITULO IV.

DISEÑO PROPUESTO.

El dodecibenceno producido en la Planta "MU" de la Refinería Madero, cumple con todas las especificaciones requeridas para su venta, con excepción de una de ellas; ésta es: El Peso Molecular.

A través de los análisis efectuados diariamente en el Laboratorio de la Refinería, se ha visto que el Peso Molecular presenta siempre un valor inferior a 220, considerado como valor mínimo especificado para su venta. También se ha observado que éste valor inferior se debe a la temperatura relativamente alta (alrededor de 50°C), que se alcanza en el reactor, debido al calor desarrollado por la reacción exotérmica mediante la cual se obtiene este producto. Esta alta temperatura baja la eficiencia de la reacción y provoca entonces la disminución del Peso Molecular del alquilado — considerado como dodecibenceno.

Teniendo en cuenta que el sistema de refrigeración con que originalmente — está provisto el reactor no cumple con la necesidad de enfriar la reacción hasta una temperatura más adecuada, se hace necesario proveer al reactor — de un medio de enfriamiento más eficaz. Con éste fin, se ha pensado en el Departamento de Proceso de la propia Refinería, en utilizar un sistema de Refrigeración efectivo que haga posible obtener condiciones más apropiadas para la obtención de éste producto.

El sistema de Refrigeración inicialmente propuesto para resolver el problema presente es el de efectuar el enfriamiento mediante vapor al vacío en — un circuito cerrado. El requisito necesario para efectuar este tipo de Refrigeración es el de contar con vapor a presión alta y en cantidad suficiente para utilizarlo como fluido motriz en el sistema de enfriamiento. Este requisito se satisface completamente en virtud de que en la Refinería se — dispone de vapor suficiente que puede ser utilizado para efectuar el enfriamiento deseado.

El sistema de Refrigeración que se puede acondicionar al reactor y que efectúa el enfriamiento mediante vapor al vacío se ilustra en la figura —
IV-1

En esta figura, el agua fría que se alimenta al haz de tubos de enfriamiento del reactor, se bombea desde el tanque o cámara de vaporización mediante una bomba mecánica. Esta agua fría absorbe el calor cedido por la reacción y regresa nuevamente a la cámara. En este recipiente, la presión absoluta que se mantiene tiene un valor tal que la temperatura de ebullición que a esta presión corresponde es menor que la temperatura a la cual retorna el

agua. En consecuencia, parte del agua de enfriamiento que entra a la cámara, vaporiza en forma instantánea y absorbe calor; este calor es proporcionado por el agua restante en el recipiente, que de esta manera se enfría hasta la temperatura de ebullición que corresponda a la presión absoluta mantenida en este evaporador. De esta manera, para lograr la temperatura que se desea en el agua de enfriamiento basta con mantener en la cámara o tanque de vaporización la presión absoluta que corresponda a la temperatura que se desea.

Con el fin de lograr la presión absoluta requerida en el evaporador, se utiliza un sistema de dos eyectores equipados con sus respectivos condensadores que sirven para recuperar el vapor motriz que se alimenta a ambos eyectores. Este vapor tiene una presión de 10 Kg/cm^2 manométricos y se condensa saturado. El agua condensada que se obtiene en los condensadores, puede mandarse a la línea de retorno de condensado, para volver a utilizarse como alimentación a las calderas.

El diseño de este sistema comprende entonces a los dos eyectores, sus condensadores, el tanque evaporador o cámara de vaporización para enfriar el agua y las bombas correspondientes para el agua de enfriamiento y el agua condensada de ambos condensadores.

CONDICIONES DE DISEÑO.

EQUIPO	PRESION ABSOLUTA	TEMPERATURA DE EBULLICION.
Tanque Vaporización.	8 - 10 mm Hg	8 - 10 °C
Condensador Intermedio.	76 - 102 mm Hg	46 - 52 °C
Condensador Final.	785.4 mm Hg	102 °C
EYECTOR	PRESION SUCCION. ABSOLUTA.	PRESION ABSOLUTA DE DESCARGA.
Primer Paso.	8 - 10 mm Hg	76 - 102 mm Hg
Segundo Paso.	76 - 102 mm Hg	785 mm Hg max.

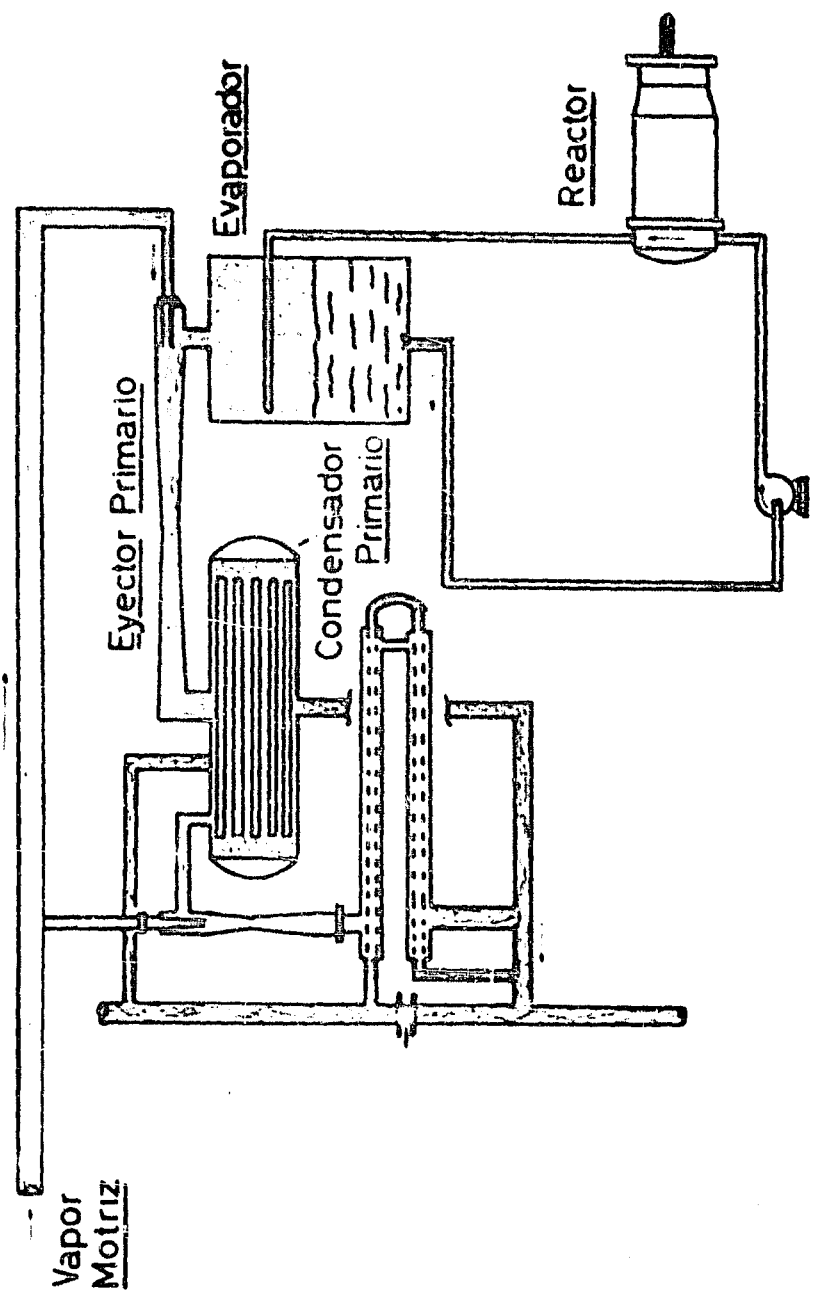


Figura IV-1

CAPITULO V

DISEÑO DE PLANTA

El proceso de alquilación catalítica que se desarrolla en esta planta para obtener el dodecibenceno, se efectúa haciendo reaccionar un hidrocarburo aromático (benzeno), con una olefina (olefeno o tetraénero) en presencia de ácido fluorhídrico anhidro. La reacción es exotérmica, por lo cual el reactor debe enfriarse para evitar la formación de subproductos no deseados. El reactor utilizado para la obtención de dodecibenceno es un recipiente horizontal que debe enfriarse hasta una temperatura de -25°C . La capacidad de la planta hace posible alcanzar una producción de 100 toneladas por día del producto.

Para favorecer el sentido de la reacción se recomienda mantener una recirculación de benzeno en una relación molar de 20 a 1, respecto a la carga de tetraénero.

El ácido fluorhídrico se recircula al reactor en una relación molar de 2.1 a 1 respecto a la recirculación de benzeno.

BREVE DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA.

La unidad comprende las siguientes secciones:

- 1) Secado de la carga y regeneración de secadores.
- 2) Reactor y sistema de refrigeración.
- 3) Fraccionamiento y limitadores de bauxita y cuánticos.
- 4) Regeneración de ácido fluorhídrico.
- 5) Calentamiento con gasóleos.

La carga de tetraénero se alimenta siempre al secador de bauxita recién regenerado y la corriente de benzeno al secador que con anterioridad se cocó el tetraénero.

Esta sección elimina el tetraénero de la sección de regeneración. El secador agotado se regenera con vapores calientes de benzeno, en un circuito cerrado, eliminándose el agua periódicamente de la sierra del acumulador.

Las corrientes de hidrocarburos y ácido se controlan por flujo al reactor, la mezcla con los productos de la reacción pasa, a presión, del acumulador a la torre de benzeno; por el domo de esta torre se recupera el benzeno para recirculación junto con ácido fluorhídrico y trezaca de alquilateo ligero.

Los fondos que contienen alquilateo ligero, dodecibenceno, alquilateo pesado y huellas de benzeno, se sacan a los tratadores de bauxita para eli-

eliminar posibles restos de ácido fluorhídrico.

Estos fondos pasan a la sección de fraccionamiento de ligeros donde sus torres operan al vacío y son separados y tratados el dodecibenceno y los productos secundarios.

Esta planta emplea un sistema de controladores de presión que a través de sus válvulas respectivas admiten aire regulado a los eyectores de vacío, a fin de mantener en forma automática un vacío de 200 milímetros de mercurio en la torre fraccionadora de alquilarillo ligero y un vacío de 50 milímetros de mercurio en la torre fraccionadora de dodecibenceno.

El circuito de gasóleo para el calentamiento de recalentadores opera a una temperatura de 330 a 360°C. Como anticoquizante se añade a esta corriente un aditivo, además de que periódicamente se adiciona gasóleo fresco eliminando a su vez parte del gasóleo gastado que sufre cierta desintegración térmica debido al calentamiento.

ANÁLISIS TÍPICO DEL DODECIBENCENO.

Pruebas.

Peso Específico a 20/4°C.	0.881
Grados API a 15.5/15.5°C.	29.5
Temperatura de inflamación Pensky Martens, °C	124 mínimo.
Temperatura de Miscibilidad con anilina, °C	7.8/13.3.
Índice de Bromo, cc Br/g	0.12 máximo
Color Saybolt	+23 mínimo
Índice de Refracción	1.4875/1.4885
Diferencia entre como se recibe y los primeros 5 ml. de la destilación	0.0028 máximo
Diferencia entre como se recibe y los últimos 10 ml. de la destilación	0.0026 máximo
Agua y Sedimento, %	nada
Viscosidad Saybolt Universal a 37.8°C, segundos 17/50	
Apariencia	clara y brillante
Prueba Doctor	negativa
Peso Molecular	240/252.
Destilación a 760 milímetros de mercurio:	
Temperatura inicial de ebullición, °C	267 mínimo
El 5% destila a, °C	277 mínimo
El 95% destila a, °C	296 máximo
Temperatura final de ebullición, °C	300 máximo

ANÁLISIS DEL ALQUILADO PESADO.

Pruebas:

Peso Específico 20/4°C,	0.876
Grados API a 15.5/15.5°C,	30.9
Viscosidad Saybolt Universal a 37.8°C, segundos	175.9
Peso molecular	354
Índice de Bromo	1.12
Temperatura de Miscibilidad con anilina	50
Prueba Doctor	negativa

PROPIEDADES DE BENCENO.

Peso específico 15.5/15.5°C,	0.882/0.896
Peso Molecular	78
Temperatura de ebullición, °C	80°C
Temperatura crítica, °K	362
Presión crítica, atmósferas	47
Volumen crítico, m ³ /Kg mol	0.250
Calor específico del líquido a 15°C	0.414
Calor latente	94.6Kcal/Kg
Calor de combustión	9710 Kcal/ Kg

PROPIEDADES DEL ACIDO FLUORHIDRICO.

Peso Molecular	80.008.
Temperatura de ebullición, °C	19.4
Temperatura de fusión, °C	-93.6
Calor de Vaporización	7400 Kcal/ Kg mol.
Densidad del líquido, g/cm ³	1.03

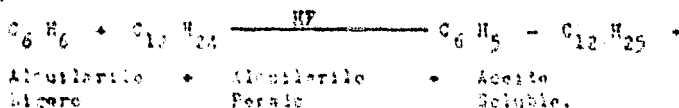
VISCOSIDAD DEL ACIDO FLUORHIDRICO ANHIDRO.

Temperatura °C	Viscosidad centipoises.
-30	0.60
-20	0.64
+5	0.43
+15	0.40
+40	0.36
+80	0.34

BALANCE DE MATERIAL.

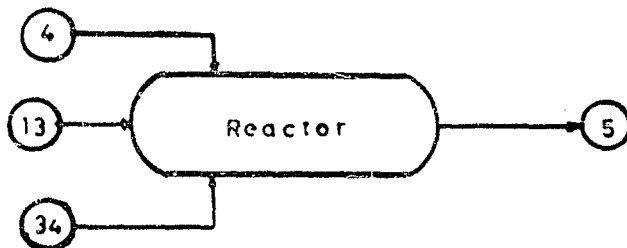
Los cálculos para el balance de material se van a basar en la obtención de 100 toneladas por día de dodecibenceno. La reacción en su forma total es

La siguiente:



El alquileno ligero se considera como un producto de ramificación en el cual la cadena hidrocarbonada unita al tercer carbono de un número de átomos de carbono inferior a nueve, mientras que en el alquileno pesado existen dos o más cadenas hidrocarbonadas unidas al mismo carbono.

En entrada de los reactivos al reactor, este constituido por tres corrientes que varían con los números 4, 13 y 34. Estas corrientes entran al reactor en un punto fijo, por ejemplo, fuertemente cargado con la carga ligera de la reacción. Los productos formados de esta, así como los reactivos que se reaccionan, salen en una sola corriente que sale con el número 5. Antes de salir de la cámara se efectúa el frío superficial de la materia orgánica. Debido a que la reacción es exotérmica, el reactor está provisto de un haz de tubos helados de forma de "U" por los cuales, primeramente circula el agua ligera, con el cual se efectúa el enfriamiento de la reacción y actualmente se le sustituye el proceso, introduciendo agua de enfriamiento de la propia refinería, lo cual, sin embargo no resulta adecuada pues en tiempo de verano la temperatura de esta agua representa un problema (27° a 35° C.) y el sistema no resulta eficiente en el enfriamiento.



De acuerdo con la figura anterior, la ecuación para el balance de material con relación a los reactivos, se trae de lo siguiente:

Alimentación = Salida = Consumo de Reactivo

o sea que para el reactivo "i" se tiene:

$$i_4 + i_{13} + i_{34} - i_5 = \text{Consumo de Reactivo } i \dots \dots \dots (1)$$

En forma parecida, el balance de material con relación a los productos de la reacción está basado en:

Salida - Alimentación - Producción

o sea que para un producto "1" cualquiera, se tiene:

$$i_5 - (i_4 + i_{13} + i_{34}) = 1 \text{ producido} \dots \dots \dots (2)$$

La composición de las corrientes de entrada y salida del reactor para la obtención de 100 toneladas por día de dodecibenceno son como sigue:

TABLE No. 1: Composición de la corriente No. 4 de entrada al reactor.

COMPONENTE	Eg. MOL/HORA	PESO MOLECULAR	Eg/HORA
Acido Fluorhídrico.	90.61	20	1812.20
Benceno	429.85	78	33528.30
Tetrámero	22.10	172	3817.10
Alquilado Ligero	5.42	204	1105.68
Dodecibenceno	0.05	240	11.52
T O T A L			39275.45

TABLE No. 2: Composición de la corriente No. 13 de entrada al reactor.

COMPONENTE	Eg. MOL/HORA	PESO MOLECULAR	Eg/HORA
Acido Fluorhídrico.	930.98	20	18619.60
Benceno	18.41	78	1436.13
Tetrámero	0.25	172	42.65
Alquilado Ligero	4.39	204	897.30
Aceite Soluble	3.85	204	786.12
T O T A L			21776.10

TABLE No. 3: Composición de la corriente No. 34 de entrada al reactor.

COMPONENTE	Eg. MOL/HORA	PESO MOLECULAR	Eg/HORA
Benceno	5.67	78	442.33

TABLA No. 4: Composición de la corriente No. 5 de salida del reactor

COMPONENTE	Kg. MOL/HORA	PESO MOLECULAR	Kg./HORA
Acido Fluorhídrico.	901.29	20	18025.88
Benceno	432.22	78	33713.23
Tetrámero	0.71	172	123.15
Alquilado Ligero	13.16	204	2685.25
Dodecibenceno	17.41	240	4180.56
Alquilado Pesado	0.00	354	316.00
Acate Soluble	3.91	204	798.05
T O T A L			61044.72

Con los datos asentados en las tablas anteriores y basándose en las ecuaciones (1) y (2), se puede hacer el balance de material correspondientes:

Acido Fluorhídrico: aplicando la ecuación (1),

$$(HF)_4 + (HF)_{13} + (HF)_{34} = (HF)_5$$

$$1212.28 + 18013.00 + 0 = 19825.88$$

$$19825.88 \text{ Kg./Hora} = 19825.88 \text{ Kg./Hora}$$

del resultado anterior se desprende que no hay consumo de ácido fluorhídrico en la reacción, por lo cual puede verse que este compuesto cumple la función de ser únicamente catalizador de la misma.

Bencenos: por la ecuación (1) se deduce que:

$$(C_6H_6)_4 + (C_6H_6)_{13} + (C_6H_6)_{34} = (C_6H_6)_5 + (C_6H_6)_{\text{consumido}}$$

$$33528.38 + 1430.13 + 123.15 = 33713.23 + 1094.15 \text{ Kg/Hora de } (C_6H_6)_{\text{consumido}}$$

$$= 1094.15/78 = 21.75 \text{ Kg. MOL/Hora consumidos.}$$

Tetrámero Dodecileno: de la ecuación (1) se tiene:

$$(C_{12}H_{24})_4 + (C_{12}H_{24})_{13} + (C_{12}H_{24})_{34} = (C_{12}H_{24})_5 + (C_{12}H_{24})_{\text{consumido}}$$

$$3817.19 + 42.05 = 123.15 + 3736.69 \text{ Kg/Hora de } (C_{12}H_{24})_{\text{consumido}}$$

$$= 21.7 \text{ Kg. MOL/Hora de } (C_{12}H_{24})$$

Alquilado Ligero: por la ecuación (2), se tiene:

$$(alq. lig)_5 = (alq. lig)_4 + (alq. lig)_{13} + (alq. lig)_{34} = (alq. lig)_{\text{producido}}$$

$$= 631.78 \text{ Kg./Hora de } (alq. ligero)_{\text{producido}}$$

= 681.78/204 = 3.34 Kg. mol./Hora producidos

Dodecibenceno sustituyendo en la ecuación (2)

$$(D.D.B.)_5 - (D.D.B.)_4 + (D.D.B.)_{13} + (D.D.B.)_{34} = (D.D.B.)$$

producido 4180.56 - (11.52) = 4169.04 Kg/Hora de (D.D.B.) producidos

= 4169.04/240 = 17.41 Igr. mol/Hora de (D.D.B.) producidos

o sean:

4170.04 Kg/Hora Y 24 Horas/Día Y 1 Ton./1000 Kg. = 100 Ton/Día de (D.D.B.)

Alquilado Pesado sustituyendo en la ecuación (2)

$$(Alq. Pesado)_5 - (Alq. Pesado)_4 + (Alq. Pesado)_{13} + (Alq. Pesado)_{34} =$$

=(Alq. Pesado) producido

= 318.00 - (0.00) = 318.00 Kg./Hora de (alquilado pesado) formado

= 318.00/334 = 0.95 Kg. Vol/Hora formados

Aceite Soluble de la ecuación (2)

$$(A. Soluble)_5 - (A. Soluble)_4 + (A. Soluble)_{13} + (A. Soluble)_{34} =$$

=(A. Soluble) formado

798.05 - (786.42) = 11.63 Kg./Hora de (Aceite Soluble)

= 11.63/204 = 0.05 Kg. mol./Hora formados

La tabla siguiente muestra los resultados y la reconciliación de las tablas anteriores para el balance de materiales.

TABLA No. 5: RESULTADOS DEL BALANCE DE MATERIAL EN EL REACTOR.

COMPONENTE	ENTRADA AL REACTOR			SALIDA DEL REACTOR	
	CORRIENTE No. 4 Kg mol/Hr.	CORRIENTE No. 13 Kg mol/Hr.	CORRIENTE No. 34 Kg mol/Hr.	SUMA DE CORRIENTES DE ENTRADA Kg mol/Hr.	CORRIENTE No. 5 Kg mol/Hr.
Acido Fluorhídrico.	60.61	930.68	-----	991.29	991.29
Benceno.	429.85	18.41	5.67	453.94	432.72
Tetrátero.	22.19	0.25	-----	22.44	0.71
Alquilado Li- gero.	5.42	4.39	-----	9.81	13.16
Dodecílbencono.	0.05	-----	-----	0.05	17.41
Alquilado Pe- uado.	-----	-----	-----	-----	0.90
Acete Soluble.	-----	3.85	-----	3.85	3.91
T O T A L					
Kg/Hora.	39,675.45	21,776.19	442.88	61,894.52	61,644.72
Gravedad Espe- cífica.	0.97	0.965	0.885		0.909
Presión Kg/cm ² .	4.00	4.00	8.91		3.40
Temperatura.	23	11	36		10

BALANCE DE ENERGIA.

El balance de energía siguiente estará encaminado a encontrar la cantidad de calor total que se debe eliminar del reactor en el que se produce el dodecibenceno.

El enfriamiento de la reacción, se lleva a cabo mediante la transmisión de calor entre los componentes de la reacción, que constituyen el fluido caliente y el agua fría, que se alimenta al reactor como fluido refrigerante.

La resola orgánica que constituye la fase reaccionante, se alimenta al reactor, como ya se ha establecido, en varias corrientes, cada una de estas corrientes se alimenta a diferente temperatura. En el interior del reactor, estas corrientes se mezclan íntimamente mediante la acción de un difusor horizontal que es accionado por un motor eléctrico. La fase orgánica al constituirse como una fase homogénea con el catalizador, produce la reacción deseada para la obtención de dodecibenceno.

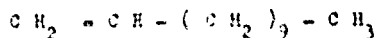
La reacción de alquilación que se efectúa, es una reacción exotérmica, de la cual, se desprende una cantidad de calor tal que sin el enfriamiento adecuado, la temperatura se elevaría hasta un valor en que se favorecería a el desplazamiento de la reacción a la formación de un subproducto o — que el dodecibenceno se obtuviera fuera de especificaciones.

El enfriamiento de la reacción se efectúa haciendo pasar agua fría del sistema de refrigeración, a través del haz de tubos doblados en forma de "U" con que está provisto el reactor. Como resultado de lo anterior, se tiene que, mediante el enfriamiento con agua, se pueda controlar el calor excesivo que se produce en el seno de la reacción.

Para efectuar el balance de energía, es necesario calcular antes, el calor de la reacción que se desprende en el reactor. Para este efecto se va calcular el calor de la formación de los productos y reactivos que intervienen en la reacción.

TABLA No. 6: Calor de formación del tetrahidro dodecileno.

La fórmula considerada es:



	<u>ΔH formación</u>	<u>Kg cal/g mol</u>
Grupo base: (C H ₃)	- 17.89	
Por primera sustitución: (C H ₃)	- 2.50	
Por segunda sustitución: (C H ₃)	- 4.75	

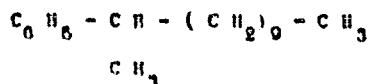
Por nueve sustituciones: (C H₃) - 44.28
 Corrección por doble ligadura: + 28.79

T O T A L - 41.03 Kg cal/g mol

Calor de formación del tetrazéno dodecileno = 41030 cal/g mol

Tabla No. 7: Calor de formación del dodecilbenzeno.

La fórmula considerada es:

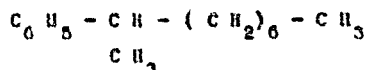


	<u>ΔH formación</u>	<u>Kg cal/g mol</u>
Grupo base: C ₀ H ₈	+ 19.82	
Por primera sustitución: (C H ₃)	- 7.87	
Por segunda sustitución: (C H ₃)	- 4.68	
Por nueve sustituciones: (C H ₃)	- 44.28	
Por una sustitución se-		
cundarias (C H ₃)	- 6.18	
Corrección por cadena en		
bencenos	- 0.70	
T O T A L	- 43.89	Kg cal/g mol

Calor de formación de dodecilbenzeno = - 43890 cal/g mol

Tabla No. 8: Calor de formación del alquilado ligero.

La fórmula considerada es:

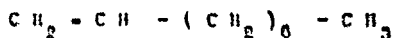


	<u>ΔH formación</u>	<u>Kg cal/g mol</u>
Grupo base: C ₀ H ₈	+ 19.82	
Por primera sustitución: (C H ₃)	- 7.87	
Por segunda sustitución: (C H ₃)	- 4.68	
Por seis sustituciones: (C H ₃)	- 29.82	
Por una sustitución se-		
cundarias (C H ₃)	- 6.18	
Corrección por cadena en		
bencenos	- 0.70	
T O T A L	- 29.13	Kg cal/g mol

Calor de formación de alquilado ligero = - 29130 K cal/g mol

TABLA No. 9: Calor de formación de Polímero Ligero:

Fórmula considerada:



	<u>ΔH formación</u>	<u>K cal/g mol</u>
Grupo base: (C H ₃)	- 17.89	
Por primera sustitución: (C H ₃)	- 2.59	
Por segunda sustitución: (C H ₃)	- 4.75	
Por seis sustituciones: (C H ₃)	- 29.52	
Corrección por doble ligando:	+ 30.00	

T O T A L - 24.66 K cal/ mol

Calor de formación del polímero ligero = - 24660 cal/g mol

Calor de formación del benceno: ΔH formación = + 19820 cal/g mol

Calor de reacción: El calor de reacción está dado por la siguiente fórmula

$$(3) \dots \dots \dots \Delta H \text{ Reacción} = (\Delta H \text{ formación})_{\text{productos}} - (\Delta H \text{ formación})_{\text{reactivos}}$$

$25^{\circ}C$ $25^{\circ}C$

Calor de Reacción para dodecilbenceno: De la ecuación (3) se tiene:

$$\Delta H R = - 24660 - (19820 - 41000) = - 20480 \text{ cal/g mol de dodecil-} \\ \text{benceno.}$$

Calor de Reacción de subproductos formados: En virtud de que el subproducto predominante de la reacción es el alquilado ligero, el cálculo del calor reacción se hará considerando el calor de reacción del alquilado ligero.

Sustituyendo los valores correspondientes a los términos de la ecuación - (3):

$$\Delta H R = (\Delta H f)_{\text{Alquilado Ligero}} - (\Delta H f)_{\text{Polímero Ligero}} + (\Delta H f)_{\text{ben-}} \\ \text{ceno} \\ 25^{\circ}C \qquad \qquad \qquad 25^{\circ}C \\ = - 29130 - (- 24.66 + 19820) = - 20290 \text{ cal/g mol de subpro-} \\ \text{ductos.}$$

De los resultados anteriores se puede preparar la tabla siguiente en la que se muestra el calor de Reacción total:

Tabla No. 10: Calor de Reacción Total:

COMPONENTE	Kg MOL/HORA	CALOR DE REACCION K CAL/Kg MOL	CALOR DE REACCION TOTAL K CAL/HORA
Dodecibenceno	17.41	- 22090	= 394860
Alquilado Ligero	3.34	- 24200	= 81128
Alquilado Pesado	0.91	- 24200	= 22104
Aceite Soluble	0.05	- 24200	= 1215
T O T A L			= 499307

Calor de Reacción = - 499,307 K cal/Hora.

El paso siguiente en el desarrollo del balance de energía, es el de calcular la cantidad de calor total, que se debe eliminar de la reacción mediante el sistema de refrigeración.

Para conocer el valor de la cantidad de calor que se debe eliminar en el reactor, es necesario establecer un balance de calor desde la temperatura que alcanzaría la mezcla reaccionante, suponiendo que no existiera ningún enfriamiento, hasta la temperatura a la cual se desea mantener la reacción. La temperatura que alcanzaría la mezcla reaccionante se puede calcular suponiendo que las pérdidas de calor en el reactor sean despreciables y por tanto, la temperatura que se obtiene en esta forma, resulta ser la temperatura adiabática de la reacción.

En virtud de que todas las corrientes que entran al reactor, lo hacen a diferente temperatura, se va a calcular el cambio de entalpia que experimenta cada una de ellas, al pasar desde la temperatura de entrada correspondiente, hasta la temperatura de 25°C.

Las capacidades caloríficas para los componentes que intervienen en la reacción son las siguientes:

Tabla No. 11: Capacidades Caloríficas de los diferentes componentes de la reacción:

COMPONENTE	Cp K CAL/Kg °C-
Acido Fluorhídrico	0.84
Tetrámero	0.504
Benceno	0.387
Alquilado Ligero	0.446
Dodecibenceno	0.480
Aceite Soluble	0.446
Alquilado Pesado	0.480

Tabla No. 12: Cambio de entalpia de la corriente No. 4.

COMPONENTE	Kg POL/Hr	P. M.	Kg/Hora	C.P.	Kg/Hora X C.P.
Acido Fluorhídrico.	60.61	20	1212.2	0.84	1018.3
Benceno	429.85	78	33528.4	0.387	12902.2
Tetrámero	22.19	170	3772.2	0.504	1923.9
Alq. Ligero	3.42	204	1107	0.440	483.3
Dodecibenceno	0.25	240	11.5	0.150	5.2
T O T A L					16432.0

Temperatura de entrada = 23°C

Diferencia de Temperatura = $t = 25 - 23 = 2^{\circ}\text{C}$

Cambio de entalpia de la corriente No. 4 =

$$(\Delta H)_4 = (16432.0) 2 = 32860 \text{ K cal/Hora}$$

$$(\Delta H)_4 = + 32860 \text{ K cal/Hora}$$

Tabla No. 13: Cambio de entalpia en la corriente No. 13

COMPONENTE	Kg POL/Hr	P. M.	Kg/Hora	C.P.	Kg/Hora X C. P.
Acido Fluorhídrico.	930.63	20	18613.6	0.84	15635.4
Benceno	18.91	78	1476.1	0.387	568.5
Tetrámero	0.25	170	42.7	0.504	21.5
Alq. Ligero	4.90	204	997.4	0.440	400.2
Acetate Soluble	3.85	204	786.4	0.440	350.7
T O T A L					16904.3

Temperatura de entrada: 11°C.

Diferencia de Temperatura = $t = 25 - 11 = 14^{\circ}\text{C}$

$$(\Delta H)_{13} = (16904.3) 14 = 237,500$$

$$(\Delta H)_{13} = + 237,500 \text{ K cal/Hora}$$

Tabla No. 14: Cambio de entalpia en la corriente No. 31

COMPONENTE	Kg POL/Hr	P. M.	Kg/Hora	C.P.	Kg/Hora X C.P.
Benceno	5.7	78	442.9	0.387	171.9
T O T A L					171.9

Temperatura de entrada: 33°C

Diferencia de Temperatura = $\Delta T = 25 - 38 = - 13$

$$(\Delta H)_{34} = (171.6) (- 13) = - 2230 \text{ K cal/Hora}$$

$$(\Delta H)_{34} = - 2230 \text{ K cal/Hora}$$

La corriente No. 5 sale del reactor a la temperatura adiabática de reacción, después de que el calor de reacción ha sido absorbido por los propios reactivos y productos que intervienen en la misma. De lo anterior se deduce que la diferencia de Temperatura en este caso sería $(T_a - 200)^\circ K$. El cambio de entalpia de la corriente No. 5 está dado en la siguiente tabla:

Tabla No. 15:

COMPONENTE	Kg 100/Hr	F.W.	Kg/Hora	C.P.	Kg/Hora - X C.P.
Acido Fluorhídrico.	991.3	20	19826.0	0.84	16653.7
Benceno	432.2	78	33713.2	0.387	13063.0
Tetránero	0.7	172	120.4	0.504	60.2
Alq. Ligero	13.1	204	2685.2	0.440	1177.6
Dodecibenceno	17.4	240	4180.0	0.450	1881.2
Alq. Pesado	0.0	354	318.0	0.450	143.4
Acetate Soluble	3.0	201	723.1	0.440	319.2
T O T A L					33357.0

Diferencia de temperaturas: $(T_a - 200)^\circ K$

$$(\Delta H)_{5} = (33357.0) (T_a - 200) = 33357.0 (T_a) - 9040,655$$

El cambio de entalpia para las condiciones establecidas es:

$$\Delta H = \Sigma H_p + \Sigma \Delta H_{\text{Reacción}} - \Sigma H_R \dots\dots\dots(4)$$

en donde:

H_p = entalpia de los productos de la reacción.

ΔH_R = calor de reacción

H_R = entalpia de los reactivos de la reacción.

En condiciones adiabáticas $\Delta H = 0$, y

entonces:

$$\Sigma H_p + \Sigma \Delta H_{\text{Reacción}} - \Sigma H_R = 0$$

o sea que:

$$\Sigma H_p - \Sigma H_R = -\Sigma \Delta H_{\text{Reacción}} \dots\dots\dots(5)$$

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación anterior, se tiene:

$$33350 (Y_a) - 9,940,000 = 32800 + 237,490 - 2230 + 400,280$$

$$33350 Y_a = 10,707,001$$

$$\text{de donde } Y_a = \frac{10,707,001}{33350} = 321^{\circ}K = 48^{\circ}C$$

Los productos formados por la reacción, (formados a $25^{\circ}C$), se pueden tabular para su consideración posterior, en forma similar a las tablas anteriores y entonces se tiene:

Tabla No. 10: Análisis de los productos formados en la reacción.

COMPONENTE	Kg MOL/Hr	F.V.	Kg/Hora	C.P	Kg/Hora X C. P.
Dodecibenceno	17.4	240	4160	0.45	1870
Alq. Ligero	3.34	204	681.4	0.440	304
Alq. Pesado	0.91	384	350.8	0.450	118
Acete Soluble	0.65	204	11.6	0.440	5
TOTAL					2300

Variación de entalpia de los productos formados = 2300 (Δt) K cal/Hr.

El calor por eliminar del reactor, se obtiene de la conjugación de los valores obtenidos en las tablas anteriores.

Todos los valores se han calculado considerando la temperatura de $25^{\circ}C$ como temperatura base o temperatura de referencia. Debido a que el enfriamiento de la reacción se va a hacer precisamente a esa temperatura, el calor por eliminar será el valor que se obtenga como excedente de la combinación de los valores anteriores. Así pues tenemos que:

Tabla No. 11: Calor por eliminar del reactor.

COMPONENTE	Tabla No.	Kg/Hr X Cp	t	Kg/Hr X Cp X t
No. 4	12	18433	2	+ 32866
No. 13	13	10904	14	+ 237500
No. 34	14	172	- 13	- 2236
Calor de - reacción	10			
Productos formados	16	2300	0	- 490307
T O T A L				- 231,177

El calor por eliminar del reactor será entonces:

$$Q = - 231,177 \text{ K cal/Hr}$$

DETALLES DEL REACTOR.

El reactor utilizado para la obtención de dodecibenceno consiste del carcasa o cuerpo del reactor, haz de tubos y un mezclador.

El reactor se utiliza para formar, principalmente, dodecibenceno a partir de tetrámero, dodecileno y benzeno, utilizando ácido fluorhídrico como catizador y manteniendo la temperatura aproximadamente constante por medio de un sistema de refrigeración.

ESPECIFICACION DEL PROCESO:Lado de la carcasa o concha:

Líquidos	Hidrocarburo y Acido Fluorhídrico.
Gravidad Específica a 15°C:	0.010
Flujo total Kg/Hr:	01044 Kg/Hr.
Carga:	231 177 K cal/Hr.
Presión de Operación:	3.75 Kg/cm ²
Temperatura de Reacción:	45°C.
Temperatura de Salida:	25°C.

Lado de los tubos:

Líquidos	Agua fría.
Temperatura de Entradas:	10°C.
Temperatura de Salida:	15°C.
Flujo total:	48500 Kg/Hr.
Caída de Presión máximas:	0.7 Kg/cm ²

Construcción:Lado de la carcasa o concha:

Material: Acero al carbón y al Silicio (- 201) grado "A", o "B".	
Presión de Diseño:	7.75 Kg/cm ²
Presión de Prueba:	12.0 Kg/cm ²
Margén de Corrosión:	0.47 cm.
Espesor Exterior:	1.25 cm.
Diámetro Exterior:	108 cm.
Diámetro Interior:	102.56 cm.
Longitud total:	624.8 cm.

Lado de los Tubos:

Longitud de los tubos:	5.40 m.
Material de los tubos Acero al carbón sin costura.	
Presión de Diseño:	12.0 Kg/cm ²

Presión de Prueba:	10.0 Kg/cm ²
Temperatura de Diseño:	100°C.
Reporte de tubos:	Acero A - 212 Grado "IP".
Número de tubos:	107.
Número de Pasos:	3 Pasos.
Velocidad máxima por tubos:	1.88 m/seg
Superficie de Enfriamiento:	168 m ²
Códigos:	A S W E - 1950.
Margén de Corrosión:	0.31 cm
Calibre de tubos:	10 D W G

Cabedal Hidráulico:

El cabedal hidráulico del reactor está constituido por una bomba de tipo axial con una capacidad de 30 280 litros por minuto, necesarios para un mezclado efectivo. Esta equipado con baleros radiales y de empuje y un sistema de sello mecánico completo. Las caras rotatorias del sello es de estellite mientras que las faces estacionarias son de bronce al plomo. Los anillos de empaque están hechos de teflón.

El agitador está accionado por un motor de 37.5 Kw a 1160 revoluciones por minuto, a prueba de explosión, que trabaja con 440 volts, 3 fases y 60 ciclos por segundo.

Para efectuar el enfriamiento de la reacción se dispone de un área de 168 m² en el haz de tubos del reactor. Lo siguiente será entonces investigar si, esta área, es suficiente para llevar a cabo el enfriamiento deseado y hacer posible que la temperatura de la reacción se mantenga a 25°C. Como se vió de los datos anteriores, los tubos están arreglados en dos pasos, mientras que el reactor forma un solo paso con la mezcla reaccionante. Por tanto se puede considerar que el recipiente trabaja como un cambiador de calor, el cual consiste de un paso por el lado de la concha y de dos pasos por el lado de los tubos y que carece de baffles por el lado de la concha.

De acuerdo a lo anterior, se calcularán las propiedades de los dos flujos, que son necesarios en el cálculo de todo cambiador.

Condiciones de Proceso:

Líquido Caliente: Mezcla Reaccionante.

Temperatura de Reacción	- T ₁	-	48°C.
Temperatura de Salida	- T ₂	-	25°C.
Flujo Total	- F	-	61644 Kg/Hr
Calor Específico	- C	-	0.6085

TABLA No. 18: Calor específico de la mezcla:

COMPONENTE	kg. mol./hr	ENTALPIA CAL. °C	ENTALPIA CALIFICADA Gr.	P. L. Gr
Acido Fluorídrico	971.3	0.676	0.04	0.0703
Benceno.	232.2	0.296	0.187	0.1150
Tetracloro.	0.7	0.001	0.504	0.0005
Alq. ligero.	13.1	0.009	0.246	0.0040
Dodecibenceno.	17.4	0.011	0.250	0.0050
Alq. Pesado.	0.9	0.001	0.450	0.0004
Acetato Soluble.	1.9	0.003	0.226	0.0013
T O T A L	1459.5	1.001		0.0965
Gravidad específica	g	-	0.910	
Conductividad térmica	k	-	0.092	
Factor de densificación		-	0.201	
Caída de presión	P	-	0.7 kg/cm^2	
Viscosidad		-	0.597 Cps.	

TABLA No. 19: Viscosidad de la mezcla:

COMPONENTE	ENTALPIA CAL. °C	VISCOSIDAD D	V
Acido Fluorídrico	0.676	0.150	0.2376
Benceno.	0.296	0.575	0.1702
Tetracloro	0.001	1.200	0.0012
Alq. ligero	0.009	1.780	0.0750
Dodecibenceno.	0.011	6.200	0.0766
Alq. Pesado.	0.001	15.700	0.0198
Acetato Soluble.	0.003	1.420	0.0192
T O T A L			0.5976

Nota: viscosidad es calculada como promedio aritmética de viscosidad de cada uno de los componentes y el Acido Fluorídrico representa casi totalmente a la mezcla.

Líquido Frio		Agua.
Temperatura de Entrada	t_1	- 10°C.
Temperatura de Salida	t_2	- 15°C.
Flujo Total	w	- 20500 kg/hr
Calor específico	c	- 1.00
Gravidad específica		- 1.00
Conductividad térmica	k	- 0.141

Factor de ensuciamiento	=	0.001
Caída de presión	= F	= 0.7 Kg/cm^2
Viscosidad	=	1.22 Cps.

Con los datos anteriores se procede a verificar si el área de enfriamiento con que cuenta el reactor es suficiente para enfriar la reacción:

Balace de calor:

$$1) \quad Q = 231,177 = v \cdot c \cdot (t_2 - t_1) = v \cdot (1) \cdot (15.10) = 231,177 = 5 \cdot v$$

$$v = \frac{231,177}{5} = 46,235 \text{ Kg/Hr.}$$

$$\text{Masa de agua} = v = 46,235 \text{ Kg/Hr.} \quad \left(101719 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}} \right)$$

2) Diferencia verdadera de temperatura:

Líquido caliente		Líquido frío	Diferencia
18°C (T ₁)	Temperatura Superior	15°C (t ₂)	33 (t ₂)
23°C (T ₂)	Temperatura Inferior	10°C (t ₁)	15 (t ₁)
23°C	Diferencias	5°C	18 (t ₂ - t ₁)

Diferencia de temperatura media logarítmica:

$$D t m l = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

$$D t m l = \frac{18}{2.3 \log \frac{33}{15}} = 23^\circ\text{C}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{23}{5} = 4.6$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{5}{38} = 0.131$$

F r = 0.96 (de la figura 18 del Kern)

$$A t = 23 \cdot 0.96 = 22^\circ\text{C.}$$

3) Temperaturas calóricas:

$$T c = T_2 + F c (T_1 - T_2)$$

$$T c = t_1 + F c (t_2 - t_1)$$

$$\Delta T c / \Delta T H = \frac{15}{33} = 0.45 \quad K c = 0.75$$

$$F e = 0.411 \text{ (de la figura 17 del Kern)}$$

$$T e = 25 \cdot 0.411 \text{ (25)} = 10.275^\circ\text{C}$$

$$t e = 10 \cdot 0.411 \text{ (5)} = 4.11^\circ\text{C}$$

Medida Frio: lado de las tubos.

4) Area de flujo = A_t

$$A_t = 2.7 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$A_t = \text{No. tubos} \times A_t' / N = \frac{304 \times 2.7 \times 10^{-4}}{2}$$

$$A_t = 0.0032 \text{ m}^2$$

5) Masa Velocidad: $G_t = w/a_t$

$$G_t = \frac{20250}{0.0032} = 632,500 \text{ Kg/(Hr)} \text{ (m}^2 \text{)}$$

6) $t e = 12^\circ\text{C}$.

$$\text{area} = 1.310 \text{ cps} \times 3.6 = 4.73 \text{ Kg/ (Hr)} \text{ (m}^2 \text{)}$$

$$D = 0.0186 \text{ m} \text{ (D } \neq \text{ O } 10, \text{ Difer. Exterior 1 pulg)}$$

$$N = \frac{D \times G_t}{\text{area}} = \frac{0.0186 \times 632,500}{4.73} = 2425$$

$$7) \quad JH = \frac{h_1 D}{k} \left(\frac{c \cdot \Delta t}{k} \right)^{-1/3} \left(\frac{\Delta t}{w} \right)^{-0.14}$$

de la figura 24 del Kern

$$JH = 25$$

8) $t e = 12^\circ\text{C}$.

$$c = 1.000$$

$$= 1.02 \times 3.6 \times 4.4$$

$$a = 1.000$$

$$k = 0.343 \times 1.40 = 0.510 \text{ Kg cal / (Hr)} \text{ (m}^2 \text{)} \text{ (}^\circ\text{C/m)}$$

$$\left(\frac{c \cdot \Delta t}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{1 \times 1.1}{0.510} \right)^{1/3} = 2.1$$

$$9) \quad h_1 = JH \frac{k}{D} \left(\frac{c \cdot \Delta t}{k} \right)^{1/3} t$$

$$h_1 = 25 \times \frac{0.343}{0.0186} \times 2.1 = 970 \text{ Kg cal / (Hr)} \text{ (m}^2 \text{)} \text{ (}^\circ\text{C)}$$

$$\frac{h_1 a}{\Delta t} = 970 \frac{D_1 I_1}{D_2 E} = 970 \frac{0.0186}{0.0254} = 710$$

$$10) \quad \left(\frac{c \cdot \Delta t}{w} \right)^{0.14} = 1.00$$

11) Coeficiente corregido

$$h_{10} = \frac{h_{10}}{m} \cdot \frac{1}{m} = 710 \times 1.00 = 710$$

Condiciones: Lado de la concha.

4') Area de flujo = A_e

$$A_e = (\text{Area de la concha} - \text{Area de tubos})$$

$$= \left(\frac{\pi \cdot D^2}{4} - N_t \frac{\pi \cdot d^2}{4} \right)$$

$$A_e = \frac{2.14 (102.3)^2}{4 (100)^2} - \frac{197 (3.14) (2.54)^2}{4 (100)^2} =$$

$$A_e = 0.72 \text{ m}^2 \quad (2.74 \text{ pies}^2)$$

5') Masa Velocidad, G = $\frac{W}{A_e}$

$$G = \frac{0.1644}{0.72} = 8500 \text{ Kg/Hr m}^2 \quad (17500 \text{ Lb/Hr pie}^2)$$

6') Diámetro Equivalente D_e y Número de Reynolds R_e

$$D_e = \frac{4 A_e}{\text{Perímetro Húmero}} = \frac{4 \times 0.72}{197 \times 3.14 \times 0.0254}$$

$$D_e = 0.182 \text{ m}$$

Viscosidad = 0.507 × 3.6 = 2.15 Kg/Hr m.

$$R_e = \frac{D_e G}{\mu} = \frac{0.182 \times 8500}{2.15} = 7200$$

$$R_e = 7200$$

$$7') JH = \frac{h_o D_e}{x} \left(\frac{c}{h} \right)^{-1/3} \left(\frac{v}{v_s} \right)^{-0.14}$$

de la figura 28 del Kern.

$$JH = 48$$

8') a T_c = 34°C.

$$c = 0.096$$

$$= 2.15$$

$$h = 0.002 \times 1.40 = 0.137 \text{ Kg cal/(Hr)(m}^2)(\frac{^\circ\text{C}}{\text{m}})$$

$$\left(\frac{c}{h} \right)^{1/3} = \left(\frac{0.096 \times 2.15}{0.137} \right)^{1/3} = 2.2$$

$$9') h_o = JH \frac{h}{D_e} \left(\frac{c}{h} \right)^{1/3}$$

$$\frac{h_o}{m} = 48 \left(\frac{0.13}{0.182} \right) (2.2) = 70.8 \text{ Kg cal/(Hr)(m}^2)(^\circ\text{C)}$$

10') Temperatura de la pared del tubo:

$$t_w = \frac{h_o / a}{h_o / a + h_i a / t} (T_c - t_c) + t_c$$

$$\frac{h_i a}{t} = 710 \text{ kg cal / (hr) (m}^2 \text{) (}^\circ\text{C)}$$

$$t_w = \frac{76.6}{76.6 + 710} (22) + 12 = 14$$

Como la temperatura de la pared del tubo es casi igual a t_c entonces:

$$\frac{h_o}{a} \left(\frac{76.6}{76.6 + 710} \right)^{0.14} = 1.00 \quad y$$

11) Coeficiente corregido:

$$h_o = \frac{h_o}{a} \times \frac{a}{a} = 76.6 \times 1.00 = 76.6$$

$$h_o = 76.6 \text{ kg cal / (hr) (m}^2 \text{) (}^\circ\text{C)}$$

12) Coeficiente total limpio. Combinando los coeficientes de película an tes calculados, se tiene que, el coeficiente total limpio es:

$$U_c = \frac{h_i a \times h_o}{h_i a + h_o} = \frac{710 \times 76.6}{710 + 76.6} = \frac{54400}{786.6}$$

$$U_c = 69.2 \text{ kg cal / (hr) (m}^2 \text{) (}^\circ\text{C)} \quad (14.7 \text{ Btu / (hr) (ft}^2 \text{) (}^\circ\text{F)})$$

13) Coeficiente total de Diseño U_D

$$U_D = \frac{U_c}{1 + \frac{U_c}{175 \times 22}} = \frac{691177}{175 \times 22}$$

$$U_D = 69.2$$

factor de ensuciamiento R_D calculado,

$$R_D = \frac{69.2}{69.2 \times 14.7} = \frac{0.6}{1420} = 0.0015$$

factor de ensuciamiento requerido = 0.0010

$$R_D = 0.0010 \text{ requerido}$$

Como R_D calculado $>$ R_D requerido,

la superficie de enfriamiento es satisfactoria y el enfriamiento pu de llevarse a cabo utilizando el mismo haz de tubos.

Cálculo de las caídas de presión

Líquido caliente lado de la carcara

Diámetro equivalente para caída de presión.

$$1) D_e = \frac{4 \times \text{Área de flujo}}{\text{Perímetro Húmero Total}}$$

$$4 \times 0.72$$

$$D_o = \frac{197 \times 3.14 \times 0.0256 \times 3.14 \times 1.028}{\dots}$$

$$D_o = 0.152 \text{ m}$$

$$R_o = \frac{D_o \times G_o}{2.16} = \frac{0.152 \times 85000}{2.16}$$

$$R_o = 6000$$

de la figura 29 del Kern se tienen:

$$f = 0.00032 \text{ factor de fricción.}$$

Caída de Presión P_t :

$$P_t = \frac{(0.0144)(G_o)^2(L)(N)(f)}{(2.54)(10)^{11}(D)(\dots)}$$

$$= \frac{(0.0144)(85000)^2(0.25)(1.00)(0.00032)}{(2.54)(10)^{11}(0.910)(0.152)(1.00)}$$

$$= 0.3 \times 10^{-7} \text{ Kg/cm}^2 \quad (0.7 \times 10^{-6} \text{ Lb/pulg}^2)$$

Caída Frict Lado de los tubos.

1) $R_o = 3825$

El factor de fricción es:

$$f = 0.00033 \text{ (de la fig. 23 del Kern)}$$

2) La caída de presión es:

$$P_t = \frac{(0.0144)(G_o)^2(L)(N)(f)}{(2.54)(10)^{11}(P)(D)(\dots)}$$

$$P_t = \frac{(0.0144)(873500)^2(5.4)(2)(0.00033)}{(2.54)(10)^{11}(1.00)(0.0180)(1.00)}$$

$$P_t = 0.0077 \text{ Kg/cm}^2 \quad (0.110 \text{ Lb/pulg}^2)$$

3) Caída de presión en el retorno:

$$P_r = \left(\frac{4 \times \eta}{g}\right) \left(\frac{v^2}{2g}\right) \left(\frac{0.2 \times 5}{144}\right)$$

de la figura 27 del Kern:

$$\left(\frac{v^2}{2g}\right) \left(\frac{0.2 \times 5}{144}\right) = (0.0105) \left(\frac{1}{14.2}\right) = 0.00116 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_r = \frac{4 \times \eta}{1.00} (0.00116) = 0.0028 \text{ Kg/cm}^2 \quad (0.132 \text{ Lb/pulg}^2)$$

Caída de presión total = P_g

$$P_g = P_t + P_r = 0.0077 + 0.0028 = 0.0105 \text{ Kg/cm}^2 \quad (0.248 \text{ Lb/pulg}^2)$$

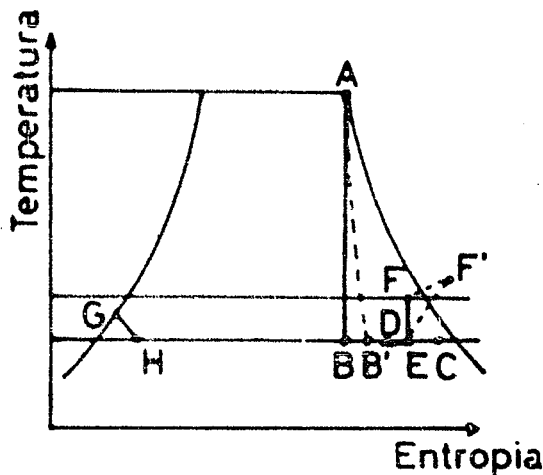


Fig. 3

La figura No. 3 es un diagrama de temperatura-Entropía para el ciclo de refrigeración por vapor a absorción. En esta figura se tiene la siguiente representación:

El punto A representa las condiciones iniciales del vapor matriz, antes de pasar por la tobera de expansión.

El punto B representa las condiciones finales de este vapor sufriendo una expansión isentrópica.

El punto C representa la condición inicial del vapor de agua formada en el evaporador.

El punto E representa la condición resultante de la mezcla de vapor de alta velocidad y vapor de agua de vaporización instantánea, antes de la etapa de compresión.

El punto F representa la condición final de mezcla, si la compresión fue isentrópica.

El punto D representa la condición del agua de reposición.

El punto H representa la condición del agua de enfriamiento después de haber sido alimentada en la cámara de vaporización.

Debido a las pérdidas inevitables que aparecen en la expansión, en la entrada y en la compresión, la trayectoria real de expansión y entrada del vapor matriz es AB'D. El vapor matriz en D y el vapor de agua vaporiza

de en C, se mezclan para dar la condición resultante que se muestra en E. La compresión real de la mezcla se lleva a cabo a lo largo de la trayectoria EF'.

Para establecer el balance termodinámico de éste ciclo, se tiene:

$$h_A - h_D = N_n (h_A - h_D) \dots\dots\dots(3)$$

donde $(h_A - h_D)$ = caída de entalpía real del vapor motriz

$(h_A - h_D)$ = caída de entalpía isentrópica del vapor motriz

N_n = eficiencia de tobera.

Las condiciones de compresión del vapor motriz en el punto D, están dadas por la siguiente ecuación:

$$h_A - h_D = N_e (h_A - h_D) \dots\dots\dots(4)$$

donde $(h_A - h_D)$ = caída de entalpía real del vapor motriz antes de la mezcla con el vapor de agua vaporizado.

N_e = eficiencia de entrada del vapor motriz y en forma similar, la energía que se requiere para comprimir la mezcla es:

$$(h_F - h_E) = N_c (h_F - h_E) \dots\dots\dots(5)$$

donde $(h_F - h_E)$ = caída de entalpía isentrópica en la compresión

$(h_F - h_E)$ = caída de entalpía real en la compresión, y

N_c = eficiencia de compresión.

Los valores recomendados para cada una de las eficiencias mencionadas, son como sigue:

N_n = eficiencia de tobera: 85% a 90%.

N_e = eficiencia de entrada: 65%

N_c = eficiencia de compresión: 75 a 80%

El balance termodinámico para la energía de compresión queda como sigue:

Si V es la cantidad de Kilogramos de vapor motriz utilizados por cada Kg de vapor de agua vaporizado, se tiene:

$$(V + 1) (h_F - h_E) = V (h_E - h_D) \dots\dots\dots(6)$$

Sustituyendo las ecuaciones (3) (4) y (5) en la (6) se tiene:

$$(V + 1) \frac{h_F - h_E}{N_c} = V N_n N_e (h_A - h_D)$$

o sea que:

$$V = \frac{h_F - h_E}{(h_A - h_D) N_n N_e N_c - (h_F - h_E)} \dots\dots\dots(7)$$

El efecto refrigerante está dado por:

$$E. R. = h_e - h_0 \dots\dots\dots(8)$$

y el peso de vapor neto por tonelada de Refrigeración por hora es:

$$(0.414) \frac{12000 \text{ W}}{2.0 - 1.0} \dots\dots\dots(9)$$

La presión del vapor neto utilizado es de 10 kg/cm^2 manométricos, el vapor es saturado, y el agua en la cámara de vaporización se encuentra a 2.1 mm Hg absolutos equivalente a una temperatura de ebullición del agua de 10°C y a una presión de 7.362 pulgadas de mercurio. Agua de re- puesto se alimenta a la cámara de vaporización a una temperatura de 25°C y el condensador intermedio se opera a una presión de 76 mm de Mercurio- que equivale a 3 pulgadas de mercurio absolutos. Estos datos están contenidos en la tabla No. 20.

TABLE No. 20: Condiciones de operación del equipo de vacío.

DESCRIPCION	PRESION DE VACIO Hg.	PRESION NETA DE ABSOLUTA, mm Hg.	TEMPERATURA EBULLICION C.
Cámara de Va- porización.	2.1 - 2.1 mm Hg.	2.315 - 2.324	8 - 10°C
Condensador - Intermedio.	76 - 102 mm Hg.	3.00 - 4.00	46 - 52°C
Condensador - Final.	765.4 mm Hg.	31.3 pulg. Hg.	102°C

EXECTOR

Exector 10. Fase

Exector 20. Fase.

Las condiciones de operación de la tabla anterior se han seleccionado de los valores recomendados en las tablas siguientes que dictan los rangos - de presiones de trabajo para equipo de vacío a base de Exectores.

TABLE No. 21: Rangos generales de presión para Exectores.

No. DE FASOS.	PRESION ABSOLUTA MINIMA RECOMEN- DADA (mm DE Hg.)	RANGO DE OPERACION DE PRESION DE SUCC- SION (mm DE Hg.)	PRESION DE VACIO (mm DE Hg.)
1	50	75	37 - 10
2	5	10 - 100	5
3	2	1 - 25	1
4	0.2	0.25 - 3	0.25 - 0.1
5	0.03	0.03 - 0.3	0.005 - 0.01
6	0.001	-----	-----
7	0.001 - 0.0005	-----	-----

PRESIÓN ABSOLUTA		No. DE PASOS (DIRECTORES DE VAPOR)
Kg/cm ²	mm DE Hg.	
0.69	500	Un Paso o Paso Final en Unidades Múltiples.
0.102	75	Dos Pasos.
0.069	50	Tres Pasos.
0.046	35	Cuatro Pasos.
0.031	23	Cinco Pasos.
0.021	15	
0.014	10	
0.009	6.5	
0.006	4.5	
0.004	3.0	
0.003	2.0	
0.002	1.5	
0.001	1.0	
0.0005	0.5	
0.0001	0.01	
0.00001	0.001	

Se van a considerar las eficiencias del equipo, en sus valores mínimos-recomendados, o sean:

$$\eta_n = 85\%$$

$$\eta_e = 65\%$$

$$\eta_c = 75\%$$

La calidad del vapor motriz y del vapor de agua vaporizado antes de la -
compresión será de 90%. Esta condición se tiene precisamente en el punto
B, de la figura No. 1.

La práctica generalizada en el tratamiento y operación con sistemas de -
vacío a base de e-estores, recomienda considerar la presión del vapor mo-
triz con un valor de 1.7 Kg/cm², (12 Lb/pulg. cuadr.), abajo del valor-
mínimo sugerido, por tanto, se tiene que la presión de vapor motriz consi-
derada, será tal $P = 1.7 = 9.3 \text{ Kg/cm}^2$ (132 psi)

Balance Termodinámico en la Línea de Evaporación

Presión absoluta del vapor motriz = 10.33 Kg/cm² absolutos (147 Lb/pulg²
absolutas)

En el punto "A" de la figura No. 1 se tiene:

Presión Absoluta = 10.33 Kg/cm², 147 Lb/pulg²

Entropía del vapor h g = 1.5710 K cal/Kg °C (1.5710 Btu/Lb °F)

Entalpía del vapor h g = 663 K cal/Kg (1193.1 Btu/Lb)

Las condiciones en el punto "B" son:

Presión Absoluta P = 0.2 mm Hg (0.302 pulg. Hg)

Entropías:

$$h_g = 2.1252$$

$$h_{fg} = 1.0851$$

$$h_f = 0.0161$$

Entalpías:

$$h_g = 1082.9$$

$$h_{fg} = 1064.8$$

$$h_f = 18.07$$

$$\text{Calidad del vapor: } X_p = \frac{h_p - h_{f,p}}{h_{g,p}} = \frac{1194.1 - 16.07}{2089.1} = 0.735$$

$$\begin{aligned} \text{Entalpía: } h_p &= 0.554 \cdot 16.07 + 0.735 (1064.8) \\ &= 437 \text{ K cal/Eg} \quad (780 \text{ Btu/lb}) \end{aligned}$$

De acuerdo a la ecuación (1):

$$\begin{aligned} h_{p'} &= h_A - X_p (h_A - h_p) = 1194.1 - 0.85 (1194.1 - 788) \\ &= 471 \text{ K cal/Eg} \quad (842 \text{ Btu/lb}) \end{aligned}$$

$$\text{Calidad de vapor en } p' = X_{p'} = \frac{h_{p'} - h_{f,p'}}{h_{g,p'}}$$

$$X_{p'} = \frac{471 - 16.07}{1064.8} = 0.781$$

Por la ecuación No. 4:

$$\begin{aligned} h_A - h_p &= X (h_A - h_{p'}) = 0.65 (1194.1 - 471) (0.554) \\ &= 124 \text{ K cal/Eg} \quad (224 \text{ Btu/lb}) \end{aligned}$$

$$h_p = h_A - 124 = (1194.1 - 124) (0.554) =$$

$$h_p = 339 \text{ K cal/Eg} \quad (670.1 \text{ Btu/lb})$$

Calidad de vapor en E:

$$X_E = \frac{h_E - h_{f,E}}{h_{g,E}} = \frac{780.1 - 16.07}{1064.8}$$

$$X_E = 0.976$$

Considerando que la calidad del vapor en el punto en el punto "E" es:

$X_E = 90\%$, se tiene:

$$h_E = h_{f,E} + 0.90 (h_{g,E} - h_{f,E}) = 16.07 + 0.90 (1064.8) (0.554)$$

$$h_E = 541 \text{ K cal/Eg} \quad (976.4 \text{ Btu/lb})$$

$$s_E = s_{f,E} + 0.90 (s_{g,E} - s_{f,E}) = 0.0361 + 0.90 (2.0891)$$

$$s_E = 1.9163 \text{ K cal/Eg} \quad (1.9163 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F})$$

De acuerdo a la figura No. 31:

$$h_N = s_N = 1.9163$$

La presión que se tiene en el condensador intermedio es de 101.6 mm de Hg (4 pulg de Hg). A esta presión se tiene:

$$s_f = 0.1748$$

$$h_f = 93.70$$

$$s_g = 1.7446$$

$$h_g = 1021.80$$

$$s_g = 1.9194$$

$$h_g = 1113.70$$

$$\text{Calidad de vapor } I_y = \frac{h_y - h_f}{h_{fg}} = \frac{1,916.1 - 0.1748}{1,744.6} = 0.998$$

$$h_y = h_f + I_y (h_{fg}) = 93.90 + 0.998 (1021.80) (0.554) =$$

$$h_y = 617 \text{ K cal/Kg } (1114 \text{ Btu/Lb})$$

Por la ecuación (5) se tiene que:

$$h_{y_1} = h_x + \frac{h_y - h_x}{x} = 976.4 + \frac{1114 - 976.4}{0.75} (0.554) =$$

$$h_{y_1} = 642 \text{ K cal/Kg } (1160.4 \text{ Btu/Lb})$$

La cantidad de vapor metris que debe emplearse por Kilogramo de vapor — formado en la cámara de evaporación está dada por la ecuación (7):

$$M = \frac{h_y - h_x}{(h_A - h_B) M + h_c - (h_y - h_x)}$$

$$M = \frac{117.6}{(406)(0.65) + (0.65)(0.75) - (137.6)} = 4.27 \text{ Kg Vapor Metris}$$

Kg Vapor Formado

La calidad del vapor formado en la mezcla de ambos es:

$$h_c = M h_y + (M + 1) h_x$$

$$h_c = (M + 1) h_x + M h_y = (5.27)(976.4) + (4.27)(970.1)(0.554) = 990 \text{ K cal/Kg } (990 \text{ Btu/Lb})$$

$$I_y = \frac{h_c - h_f}{h_{fg}} = \frac{990 - 0.07}{1064.8} = 0.913$$

El agua de Repuesto a la cámara entra a una temperatura de 30°C que corresponde al punto "D" de la figura 2. La entalpia correspondiente es:

$$h_G = 30 \text{ K cal/Kg } (54 \text{ Btu/Lb})$$

El efecto refrigerante que se obtiene es, de acuerdo a la ecuación (8):

$$\text{Efecto Refrigerante} = E. R. = h_c - h_G =$$

$$E. R. = 990 - 54 (0.554) = 920 \text{ K cal/Kg } (936 \text{ Btu/Lb})$$

El peso del vapor metris por tonelada de refrigeración por hora es de acuerdo a la ecuación (9):

$$(0.554) \frac{12000}{936} (4.27) = 25 \text{ Kg/Hr ton } (55 \text{ Lb/Hr ton})$$

936

Volumen de vapor eliminado de la cámara:

A la presión de 0.2 mm Hg (0.362 pulg Hg) se tiene en tablas de va-

por:

Temp. ebullición = 10°C.

$T_f = 0.01602$

$T_{fg} = 1704.9$

$T_g = 1704.9$

$$V_a = V_f + X_a V_{fg} = 0.01602 + 0.913 (1704.9) (0.06226) = 97 \text{ m}^3/\text{Kg} \quad (1160 \text{ pies}^3/\text{Lb})$$

El volumen de vapor eliminada por hora por tonelada de refrigeración es:

$$\left(\frac{17000}{930} \times 1000 \right) 0.0783 = 185 \text{ m}^3/(\text{Hr})(\text{ton}) \quad (20000 \text{ pies}^3/\text{Hr ton})$$

Número de toneladas de Refrigeración:

$$\frac{2 \text{ kcal/Kg}}{1024 \text{ kcal/ton Hr.}} = \frac{20000}{1024} = 19.5 \text{ ton de Refrigeración.}$$

El número de Kilogramos de vapor metria utilizados por hora es:

$$(25 \text{ Kg/Kg ton } (19.5 \text{ ton }) = 487 \text{ Kg/Hr} \quad (1072 \text{ Lb/Hr})$$

El número de Kilogramos de vapor formado por vaporización en la cámara es:

$$\frac{1810 \text{ Kg Vapor Metria}}{427 \text{ Kg Vapor Metria}} = 426 \text{ Kg Vapor formado/Hr} \quad (940 \text{ Lb/Hr})$$

Kg Vapor formado.

Para el cálculo de espectros y boquillas de expansión, se puede hacer un balance de energía de acuerdo al teorema de Bernoulli, el cual, después de hacer el análisis, se puede reducir a:

$$\frac{V_1^2}{2 g_0 J} + h_1 = \frac{V_2^2}{2 g_0 J} + h_2 \dots\dots\dots (10)$$

donde:

V_1 = Velocidad del fluido en la entrada de la boquilla.

h_1 = Entalpia del fluido en la entrada de la boquilla.

V_2 = Velocidad del fluido en la salida de la boquilla.

h_2 = Entalpia del fluido en la salida de la boquilla.

g = Aceleración de la gravedad.

J = Factor de conversión de energía térmica a mecánica.

La velocidad inicial en la ecuación (10) es difícil de determinar y en ocasiones es despreciable ($V_1 = 0$), por lo que la ecuación (10) se puede expresar para V_2 como:

$$V_2 = 2 \text{ m/s} \quad h_1 = h_2 \quad \dots \dots \dots (11)$$

Haciendo uso de la ecuación de conservación de la masa entre los puntos 1 y 2 fijados, se tiene:

$$V = \frac{A_1 V_1}{V_1} = \frac{A_2 V_2}{V_2} \quad \dots \dots \dots (12)$$

donde:

A_1 y A_2 = Areas de flujo para los puntos 1 y 2.

V_1 y V_2 = Velocidad de flujo para los puntos 1 y 2.

V_1 y V_2 = Volumen específico del fluido para los puntos 1 y 2.

Sustituyendo la ecuación (11) en la (12) y despejando A_2 se tiene:

$$A_2 = \frac{(V)(V_2)}{2 \text{ m/s} \cdot h_1 - h_2} \quad \dots \dots \dots (13)$$

Dimensiones de la boquilla del inyector.

Presión de vapor saturada = 10.33 Kg/cm² (147 psia)

Temperatura del vapor = 150°C (350°F)

Masa de vapor, $\dot{m} = 1410 \text{ Kg/Hr}$ (4202 Lb/Hr)

o con $\dot{m} = 0.391 \text{ Kg/seg}$ (1.17 Lb/seg)

Coefficiente de expansión adiabático = $k = 1.3$

Presión de salida = 1.2 mm de Hg (0.362 pulg Hg) (0.178 psia)

$h f_1 = 16.07$ $S f_1 = 0.0361$ $V f_1 = 0.0160$

$h f_2 = 1034.0$ $S f_2 = 2.0491$ $V f_2 = 1704.9$

$h g_2 = 1082.9$ $S g_2 = 2.1252$ $V g_2 = 1704.9$

Las condiciones iniciales son:

$$h_1 = 1194.1$$

$$S_1 = 1.5718$$

$$V_1 = 1.088$$

En el proceso de expansión se considera que $S_1 = S_2$, de donde, cómo ya se ha visto:

$$\text{la calidad } X = 0.735 = X_2$$

$$h_2 = 437 \text{ K cal/Kg} \quad (788 \text{ Btu/Lb}) = h_g$$

$$V_2 = 0.016 + 0.735 (1704.9) = 1250 \text{ m}^3/\text{Kg} \quad (1250 \text{ pies}^3/\text{Lb})$$

La velocidad a la salida de la boquilla es:

$$V_2 = 223.9 \quad h_1 - h_2 = 223.6 \quad 1194.1 - 788 =$$

$$= 1265 \text{ m/seg } (4460 \text{ pies/seg })$$

Area en la salida de la boquilla:

$$A_2 = \frac{W}{\rho V_2} = \frac{1.117 \times (1265) (1.144)}{4460} = 304 \text{ cm}^2 (47.2 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro en la salida de la boquilla:

$$D = \frac{304}{0.785} = 19.6 \text{ cm } (7.73 \text{ pulg })$$

Dimensiones en la Garganta de la Boquilla:

Para un coeficiente de expansión adiabática, $k = 1.3$, la presión en la garganta está dada por la siguiente relación:

$$P_g = 0.541 P_1, \text{ a sea:}$$

$$P_g = 0.541 (10.33) = 5.41 \text{ Kg/cm}^2 (80.3 \text{ psi })$$

$$\text{a. } P_g = 5.41 \text{ Kg/cm}^2 (80 \text{ psi }), \text{ no tienen las si-}$$

guientes condiciones para vapor saturado:

$$t = 156^\circ\text{C } (312.7^\circ\text{F })$$

$$V_f = 0.0175$$

$$h_f = 161$$

$$S_f = 0.4532$$

$$V_{fg} = 5.458$$

$$h_{fg} = 901.1$$

$$S_{fg} = 1.1677$$

$$V_g = 5.276$$

$$h_g = 1173.1$$

$$S_g = 1.6209$$

considerando el proceso isentrópico, se tienen:

$$s_2 = S_g + x = 1.7718 = 0.4532 + x (1.1677)$$

de donde,

$$x = \frac{1.7718 - 0.4532}{1.1677} = 0.955$$

con lo cual se tiene que las condiciones en la garganta de la boquilla son:

$$h_g = 100 + 0.955 (901.1) = 852 \text{ K cal/Kg } (1142 \text{ Btu/Lb })$$

$$\text{velocidad en la garganta} = v_g = 1194.6 \text{ m/seg } = 1194.6 \text{ m/seg}$$

$$v_g = 120 \text{ m/seg } (1615 \text{ pies/seg })$$

Volumen específico en la garganta = $V =$

$$V = 0.0175 + 0.955 (5.458) =$$

$$= 0.527 \text{ m}^3/\text{Kg } (5.23 \text{ pies}^3/\text{Lb })$$

Area en la garganta de la boquilla:

$$A = \frac{W V}{v} = \frac{1.117 (5.23) (144)}{1615} = 5.52 \text{ cm}^2 (0.545 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro de la garganta:

$$D = \frac{5.52}{0.785} = 2.11 \text{ cm } (0.83 \text{ pulg })$$

Considerando que la eficiencia de la boquilla para la compresión y expansión del vapor es 85% se tiene que las condiciones reales del vapor en la garganta son:

$$h'_g = h_1 - \eta (h_1 - h_g) = 1194.1 - 0.85 (1194.1 - 1142) =$$

$$h'_g = 638 \text{ K cal/Kg } (1149.8 \text{ Btu/Lb })$$

La calidad del vapor es:

$$h'_g = 1149.8 = 282 + (X)(901.1)$$

$$X = \frac{1149.8 - 282}{901.1} = 0.963$$

901

La velocidad real es: $v'_g = \eta v_g$, o sea,

$$v'_g = 0.85 (1615) = 453 \text{ m/seg } (1485 \text{ pies/seg})$$

El volumen específico real es:

$$v'_g = (X)(v_g) = 0.963 (5.458) =$$

$$= 0.228 \text{ m}^3/\text{Kg } (525 \text{ pies}^3/\text{Lb})$$

El área real en la garganta es:

$$A'_g = \frac{W v'_g}{v'_g} = \frac{(1.17)(5.25)(144)}{1485} = 3.74 \text{ cm}^2$$

$$= (0.58 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro real en la garganta:

$$D'_g = \frac{3.74}{0.785} = 2.18 \text{ cm } (0.86 \text{ pulg})$$

De los valores anteriores se tienen las siguientes conclusiones para la boquilla:

$$P_1 = 10.33 \text{ Kg/cm}^2 (147 \text{ psia }); \text{ vapor saturado.}$$

$$P_2 = 9.2 \text{ cm Hg } (0.362 \text{ pulg Hg }) \text{ o } (0.178 \text{ psia })$$

$$\text{Presión en la garganta} = P_g = 5.44 \text{ Kg/cm}^2 (80.3 \text{ psi})$$

$$\text{Velocidad del vapor en la garganta} = v'_g = 453 \text{ m/seg.}$$

$$\text{Velocidad del vapor en la salida} = 1365 \text{ m/seg}$$

$$\text{Diámetro en la garganta} = 2.18 \text{ cm } (0.86 \text{ pulg})$$

$$\text{Diámetro en la salida} = 19.6 \text{ cm } (7.73 \text{ pulg})$$

$$\text{Área en la garganta} = 3.74 \text{ cm}^2 (0.58 \text{ pulg}^2)$$

$$\text{Área en la salida} = 307 \text{ cm}^2 (47.2 \text{ pulg}^2)$$

De los valores anteriores se tienen las siguientes conclusiones:

$$P_2/P_1 \quad P_{\text{garg}}/P_1 \quad V_2 \quad \text{Velocidad sonido}$$

por tanto, la boquilla o tobera que se recomienda para tales casos es la del tipo "Convergente - Divergente".

Longitud y Ángulo de Divergencia de la Noquilla.

De acuerdo con la práctica experimentada con noquillas, se recomienda que la divergencia de estas debe consistir de un ángulo que sea mayor de 6 grados y no mayor de 12 grados. Si consideramos que el ángulo tiene una amplitud de 12 grados se tiene:

$$\theta = \frac{12^\circ}{2} = 7.5^\circ$$

$$L = \frac{D_2 - D_1 \sec \theta}{\tan \theta} = \frac{(12.6 - 7.18) \text{ pulg.}}{0.1317}$$

$$L = 41.31 = 60 \text{ cm. (26 pulg.)}$$

Longitud de la noquilla = 26 cm. (26 pulg.)

Cálculo del Difusor del Ejector.

Todo difusor, en un ejector, recibe un fluido a una velocidad relativamente alta y lo descarga a una velocidad más baja de una presión superior (lo inverso de lo que ocurre con boquillas de expansión). Esto es, algo de la energía cinética inicial, se usa como trabajo de compresión. Las mismas condiciones que se utilizan para diseñar noquillas de expansión, se emplean en el diseño de difusores. De acuerdo a la ecuación (10) se tiene:

$$\frac{V_1^2}{2 g_0 J} + h_1 = \frac{V_2^2}{2 g_0 J} + h_2$$

Solo que en este caso la velocidad final (V_2) es despreciable.

Dimensiones del Difusor del Ejector.

El vapor motriz después de expanderse la noquilla, se mezcla con el vapor de baja presión que proviene de la cámara de vaporización. Las condiciones resultantes de esta mezcla están representadas por el punto "a" de la figura No. 1, condiciones que son las iniciales en el difusor:

$$P_1 = 0.2 \text{ mm Hg. (0.302 pulg. Hg.) (0.173 psia.)}$$

Calidad del vapor = $X_1 = 90\% = X_2$

$$h_1 = 141.7 \text{ cal/kg. (276.3 Btu/lb.)} = h_2$$

$$u_1 = 1.9163 \times \text{cal/kg.}^\circ\text{C. (1.9163 Btu/lb.}^\circ\text{F.)}$$

$$V_1 = V f + 0.90 (V f_g) = 0.01602 + 0.90 (1704.9) =$$

$$V_1 = 90 \text{ m}^3/\text{Kg. (1514.3 piec}^3/\text{lb.)}$$

El difusor del eyector descarga a una presión absoluta de 101.6 mm de Hg (4 pulg Hg)(1.99 psi) con una temperatura de ebullición de 52°C (126°F). Las condiciones resultantes de esta descarga son las que corresponden al punto P' de la figura No. 3, o sean:

$$P = 101.6 \text{ mm Hg } (4 \text{ pulg Hg })(1.99 \text{ psi })$$

$$\text{Temperatura} = 52^{\circ}\text{C } (126^{\circ}\text{F })$$

$$\text{Calidad del vapor} = X_2 = 99.8\% = X_p$$

$$h_2 = 649 \text{ K cal/Kg } (1160.4 \text{ Btu/Lb })$$

$$\begin{aligned} V_2 &= V_f + (X) (V_f g) = 0.016 + 0.998 (174.26) = \\ &= 173.9 \text{ m}^3/\text{Kg } (173.9 \text{ piec}^3/\text{Lb }) \end{aligned}$$

La velocidad a la entrada del difusor es:

$$v_2 = 173.9 \quad h_2 - h_1 = 223.6 \quad 1160.4 = 976.4 =$$

$$v_1 = 928 \text{ m/seg } (3040 \text{ pies/seg })$$

La masa de vapor en el eyector, w , es el total de la masa del vapor motriz y el vapor formado en la cámara, o sea:

$$w = 1910 + 116 = 2026 \text{ Kg/Hr } (9182 \text{ Lb/Hr })$$

$$= 2026 / 3600 = 0.563 \text{ Kg/seg } (1.24 \text{ Lb/seg })$$

El área en la entrada del difusor será entonces:

$$A_1 = \frac{w V_1}{v_1} = \frac{(1.24)(173.9)(144)}{3040} =$$

$$A_1 = 972 \text{ cm}^2 (104 \text{ pulg}^2)$$

El diámetro de la sección de entrada es:

$$D_1 = \frac{972}{0.785} = 123.8 \text{ cm } (11.92 \text{ pulg })$$

Dimensiones de la Garganta del Difusor.

La presión en la garganta del difusor se puede calcular de la fórmula:

$$\left(\frac{P_g}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{P_2}{P_g} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

donde:

k = Coeficiente de expansión adiabático.

P_1 = Presión en la entrada del difusor.

P_2 = Presión a la salida del difusor.

P_g = Presión en la garganta del difusor.

Sustituyendo valores en la fórmula, se tiene:

$$(P_R/0.178)^{0.231} = (1.99/P_R)^{0.231}, \text{ de donde:}$$

$$P_R = (0.178)(1.99) = 0.0419 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (0.595 Lb/pulg}^2\text{)}$$

De acuerdo con la presión anterior, se tienen las siguientes condiciones:

$$\text{Presión en la garganta} = P_R = 0.0419 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (0.595 Lb/pulg}^2\text{)}$$

$$\text{Temperatura de ebullición} = 30^\circ\text{C (85}^\circ\text{F)}$$

$$V_f = 0.016$$

$$h_f = 53$$

$$S_f = 0.1024$$

$$V_{fg} = 544$$

$$h_{fg} = 1045$$

$$S_{fg} = 1.9185$$

$$V_g = 544$$

$$h_g = 1098$$

$$S_g = 2.0208$$

Considerando el proceso isentrópico, se tiene:

$$h_1 = h_{\text{garg}} = 1.9163 = S_f + (X)(S_{fg}) =$$

$$= 0.1024 + (X)(1.9185)$$

$$X = \frac{1.9163 - 0.1024}{1.9185} = 0.945$$

$$1.9185$$

Con esta calidad de vapor se tiene:

$$h_{\text{garg}} = 53 + (0.945)(1045) = 577 \text{ K cal/Kg (1041 Btu/Lb)}$$

$$V_{\text{garg}} = 0.016 + (0.945)(544) = 32.2 \text{ m}^3/\text{Kg (514 piec}^3/\text{Lb)}$$

Relacionando estos valores con las condiciones de salida del difusor, se tiene:

$$\text{Velocidad en la garganta} = v_{\text{garg}} = 273.8 \quad h_2 = h_{\text{garg}}$$

$$v_{\text{garg}} = 273.8 \quad 1160.4 - 1041 = 746 \text{ m/seg (2445 } \frac{\text{piec}}{\text{seg}})$$

Área de la garganta del difusor:

$$A_{\text{garg}} = \frac{M V}{v_{\text{garg}}} = \frac{(1.44)(514)(1.44)}{2445} =$$

$$A_{\text{garg}} = 282 \text{ cm}^2 \text{ (43.6 pulg}^2\text{)}$$

Diámetro de la garganta del difusor:

$$D_g = \frac{282}{0.785} = 18.9 \text{ cm (7.45 pulg)}$$

Si el ángulo de convergencia en el difusor es de 8° , la longitud que se tiene será:

$$\theta/2 = 4^\circ$$

$$D_1 = D_g = 29.3 - 18.9 = 10.4$$

$$\text{Longitud} = L = \frac{(D_1 - D_g)/2}{\tan \theta} = \frac{5.2}{0.0699}$$

$$L = 74 \text{ cm} \quad (29.3 \text{ pulg})$$

Sección Divergente del Difusor:

De acuerdo con las propiedades de inmovilidad dinámica que posee todo fluido al detener su movimiento, se tiene que:

$$v_2 = 221.8 \quad h_o = h_2 \quad \text{y} \quad h_o = h_1 + (v_1)^2/2 g_o J$$

donde h_o es la entalpía estacionaria del fluido que ha llegado al reposo.

De lo anterior se deriva que:

$$h_o = 976.4 + (3040)^2/50000 = 644 \text{ K cal/Kg} \quad (1161.2 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}})$$

$$v_2 = 221.8 \quad 1161.2 - 1150.4 = 60.8 \text{ m/seg}$$

$$(201.4 \text{ pies/seg})$$

El área a la salida del difusor será

$$A_2 = \frac{w v_2}{v_2} = \frac{(1.44)(173.9)(144)}{201.4} =$$

$$A_2 = 1160 \text{ cm}^2 \quad (179.5 \text{ pulg}^2)$$

y el diámetro es:

$$D_2 = \frac{1160}{0.785} = 38.4 \text{ cm} \quad (15.1 \text{ pulg})$$

Si el ángulo de divergencia es de 4° , la longitud de la sección divergente del difusor será:

$$\frac{14}{2} = 7^{\circ} \quad \text{y } 7^{\circ} = 0.1228$$

$$\frac{D_2 - D_1}{2} = \frac{18.4 - 18.9}{2} = \frac{19.5}{2} \text{ cm} = 9.75 \text{ cm}$$

$$\text{Longitud} = L = \frac{(D_2 - D_1) / 2}{\text{tg } 7^{\circ}} = \frac{9.75}{0.1228} = 79.3 \text{ cm}$$

En resumen las dimensiones del Ejector del primer paso son las siguientes:

Diámetro en la garganta de la boquilla = 2.18 cm

Diámetro en la salida de la boquilla = 4.79 cm

Longitud de la boquilla = 9.9 cm

Diámetro en la entrada del difusor = 27.3 cm

Diámetro en la garganta del difusor = 18.9 cm

Longitud de la sección convergente del difusor = 74 cm

Diámetro de la salida del difusor = 38.4 cm

Longitud de la sección divergente del difusor = 79.3 cm

La capacidad total del ejector en la succión del ejector es la suma de los gases condensables; y consiste en:

1.- Filtración de aire al sistema.

2.- Vapores condensables saturando los no condensables (aire)

3.- Vapor forzado en la cámara de vaporización.

4.- Vapor matriz.

1.- Filtración de aire:

Para un tanque con un volumen hasta de 31.4 m³ (2000 pies³) y sometido a condiciones de vacío, se tiene que la filtración de aire máxima al sistema es de 6.6 Kg/Hr (15 lb./Hr).

2.- Vapores condensables saturando los no condensables:

$$P_2 = 9.2 \text{ mm de Hg } (0.348 \text{ pulg Hg })$$

$$t = 9.2^{\circ}\text{C } (48.6^{\circ}\text{F })$$

Temperatura práctica de diseño = T = 47.8 - 7.5 = 41^{\circ}\text{F } (5^{\circ}\text{C });

a T = 5^{\circ}\text{C}, la presión de vapor es P_v = 6.5 mm Hg (0.258 pulg Hg). La presión del aire no condensable es: P_a = P₂ - P_v = 9.2 - 6.5 = 2.7 mm Hg (0.1048 pulg Hg).

El peso de vapor (W_v) saturando al aire es:

$$W_v = \frac{P_v \times 18}{P_a \times 29} = 0.62 \frac{0.25877}{0.1047} = \frac{1.52 \text{ Kg Vapor}}{\text{Kg Aire Seco}}$$

El vapor total saturando al aire es:

$$(1.52 \text{ Kg vapor/Kg Aire seco }) (6.6 \text{ Kg Aire/Hr }) =$$

10.4 Kg vapor (22.7 lb/Hr)

1.- Vapor formado en la cámara de vaporización = 446 Kg/Hr (980 lb/Hr)

Capacidad total de gases extraídos por el extractor =

= 6.8 + 10.4 + 446 = 463.2 Kg/Hr (1016 lb/Hr)

La cantidad de vapor que fluye hacia el condensador intermedio es:

Vapor Motriz = 143.0 Kg/Hr.

Vapor de Absorción = 451.2 Kg/Hr.

TOTAL = 237.2 Kg/Hr (5220 lb/Hr)

El condensador intermedio debe ser tal, que la caída de presión por el lado del vapor sea mínima con lo cual la presión total será adecuada para la descarga del extractor.

El condensador más conveniente en estas condiciones es un condensador de superficie, que presenta la particularidad de que la caída de presión por el lado del vapor es despreciable.

Las condiciones para este condensador son las siguientes:

Vapor al condensador: 237.2 Kg/Hr (5220 lb/Hr)

Aire y no condensables: 11.0 Kg/Hr (24 lb/Hr)

Vapor para saturar el aire: 10.1 Kg/Hr (22.2 lb/Hr)

Vapor total por condensar: 247.3 Kg/Hr (5442 lb/Hr)

Presión Absoluta en el condensador: 0.14 Kg/cm² (1.99 lb/pulg²)

Temperatura de saturación: 47°C (126°F)

Calidad del vapor: 0.85

Calor latente de vaporización: 560 K cal/Kg (1021.8 Btu/lb)

Temperatura del agua de enfriamiento: 10°C (56°F)

Longitud de los tubos: 6.7 m (22 pies)

El coeficiente total de transmisión de calor para un condensador de Superficie está dado por:

$U_D = (C_s) (C_T) (C_L) (C_v)$ v, donde:

U_D = Coeficiente total de transmisión.

C_s = Factor de limpieza.

C_T = Corrección por temperatura.

C_L = Corrección por carga de vapor.

C_v = Factor por diámetro de tubo.

v = Velocidad del agua de enfriamiento.

Si la carga de vapor por hora y por área de tubo es 19 Kg/Hr m² (8 lb/Hr pie²)

y la velocidad del agua por los tubos es de 1.2 m/seg (4 pies/seg) 12.

terminos de la ecuación anterior son:

$$\begin{aligned}
 C_1 &= 85' \\
 C_2 &= 1.07 \quad (\text{fig 12.25 Kern}) \\
 C_3 &= 1.00 \quad (\text{fig 12.28 Kern}) \\
 C_4 &= 270 \text{ para tubo de } 3/4 \text{ pulg, 16 HWC (fig 12.28 Kern)} \\
 U_D &= (0.85) (1.07) (1.0) (2.70) \quad 4 \quad - \\
 &= 2390 \text{ kcal / Hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (490 \text{ Btu/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

El área necesaria para la transmisión es:

$$A = \frac{W}{\text{Carga de Vapor}} = \frac{2183}{5} = 59.4 \text{ m}^2 \quad (638 \text{ pie}^2)$$

Para tubos de 3/4 pulg, 16 HWC se tienen:

$$\begin{aligned}
 \text{Diámetro interior} &= 1.59 \text{ cm} \quad (0.62 \text{ pulg}) \\
 \text{Área de flujo} &= 1.95 \text{ cm}^2 \quad (0.302 \text{ pulg}^2) \\
 \text{Superficie lineal} \\
 \text{exterior} &= 0.26 \text{ m}^2/\text{m} \quad (0.1963 \text{ pie}^2/\text{pie})
 \end{aligned}$$

Temperatura de salida del agua t_2 es:

$$\begin{aligned}
 t_2 - t_D &= \frac{t_H - t_1}{\text{antilog} (0.000279 \times U \times L \times N \times A)} / (4 \times 0.302) \\
 t_2 - 120 &= \frac{\text{antilog} (0.000279 \times 490 \times 22 \times 2 \times 0.1963)}{(4 \times 0.302)} \\
 &= 50^\circ\text{C} \quad (123^\circ\text{F})
 \end{aligned}$$

El agua que debe alimentarse a los tubos es:

$$\begin{aligned}
 G_0 &= \frac{(W) (h_{fg})}{(t_2 - t_1) (100)} = \frac{(2183) (980)}{(120 - 50) (100)} \\
 G_0 &= 1040 \text{ l./min} \quad (30.5 \text{ pie}^3/\text{min})
 \end{aligned}$$

La caída de presión por los tubos del condensador es:

$$\begin{aligned}
 P_1 &= 0.0067 \frac{v^{1.84}}{d^{1.16}} = \frac{0.0067 (4)^{1.84}}{(0.62)^{1.16}} \\
 P_1 &= 0.0165 \text{ Kg./m}^2 \quad (0.14 \text{ Lb./pulg}^2)
 \end{aligned}$$

Para efectuar el vacío en el condensador intermedio se utiliza el eyector del 2o. Paso. Este eyector se va a calcular para las siguientes condiciones:

$$\begin{aligned}
 \text{Presión de Inyección} &= 1.14 \text{ Kg./cm}^2 \quad (1.99 \text{ Lb./pulg}^2) \\
 \text{Presión de Descarga} &= 1.07 \text{ Kg./cm}^2 \quad (15.2 \text{ Lb./pulg}^2)
 \end{aligned}$$

Eyector del 2o. Paso.

Dimensiones de la boquilla.

Como en el caso del eyector del primer paso el vapor motriz utilizado es de 11.31 Kg/cm^2 abs. con las siguientes condiciones:

Presión = 11.31 Kg/cm^2 (147 lb/pulg^2), seco y saturado.

Entropía = $s = 1.5718 \text{ K cal/Kg}^{\circ}\text{C}$ ($1.5718 \text{ Btu/Lb}^{\circ}\text{F}$)

Entalpía = $h = 491 \text{ K cal/Kg}$ (12.421 Btu/Lb)

El vapor sale de la boquilla a una presión de 0.14 Kg/cm^2 (1.99 lb/pulg^2) y sus condiciones son:

$$\text{Calidad de vapor en la salida} = X_2 = \frac{1.5718 - 0.1748}{1.7446} = 0.78$$

$$h_2 = h_f + X_2 h_{fg} = 91.9 + 0.78 (1021.8) = 894 \text{ K cal/Kg} \quad (889 \text{ Btu/Lb})$$

$$v_2 = v_f + X_2 v_{fg} = 0.01621 + 0.78 (174.26) = 135.5 \text{ m}^3/\text{Kg} \quad (135.5 \text{ pie}^3/\text{lb})$$

La velocidad del vapor a la salida de la boquilla es:

$$V_2 = 223.8 \text{ m}_1 - h_2 = 223.8 - 1194.1 = 389 = 1185 \text{ m/seg} \quad (3885 \text{ pies/seg})$$

De la figura 3 - 26 A del primer tomo de "Applied Process Design for Chemical and Petro-Chemical Plants" de E. Ludwig se tiene que la cantidad de vapor motriz necesario para efectuar el vacío deseado es:

Masala de vapor-aire = 17.1 Kg/Hr (37.7 Lb/Hr)

Vapor motriz necesario = 132 Kg/Hr (290 Lb/Hr)

o sea $M = 0.0145 \text{ Kg/seg}$ (0.031 Lb/seg)

Area de la salida de la boquilla:

$$A = \frac{M V_2}{v_2} = \frac{(0.031)(135.5)(144)}{3885} =$$

$$A = 2.62 \text{ cm}^2 \quad (0.406 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro de salida:

$$D = \frac{2.406}{0.785} = 1.82 \text{ cm} \quad (0.717 \text{ pulg})$$

Dimensiones en la Garganta de la boquilla.

Debido a que el vapor motriz utilizado en este eyector es de las mismas condiciones que para el eyector del Primer Paso, las condiciones del vapor en la garganta de esta boquilla son idénticas a las del caso anterior y -

las dimensiones del Área y el diámetro en la garganta son:

Área:

$$A = \frac{W V}{v} = \frac{(0.061)(5.25)(144)}{1485}$$

$$A = 0.287 \text{ cm}^2 \quad (0.0411 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro:

$$D = \frac{0.5411}{0.785} = 0.689 \text{ cm} \quad (0.229 \text{ pulg})$$

Longitud y ángulo de divergencia de la boquilla.

Considerando un ángulo de divergencia de 6° , se tiene:

$$= \frac{\theta}{2} = 3^\circ$$

$$\text{Longitud} - L = \frac{D_2 - D_g}{2 \tan \theta} = \frac{1.87 - 0.581}{(2)(0.0524)}$$

$$L = 11.6 \text{ cm} \quad (4.69 \text{ pulg})$$

Dimensiones del difusor del eyector del 2o. Paso.

Sección convergente del Difusor.- Las condiciones del vapor en la entrada de la sección convergente del difusor son:

$$P_1 = 0.14 \text{ Kg/cm}^2 \quad (1.97 \text{ Lb/pulg}^2)$$

$$h_1 = 494 \text{ K cal/Kg} \quad (88 \text{ Btu/Lb})$$

$$V_1 = 8.48 \text{ m}^3/\text{Kg} \quad (135.5 \text{ pie}^3/\text{Lb})$$

$$s_1 = 1.5718 \text{ K cal/Kg } ^\circ\text{C} \quad (1.5718 \text{ Btu/Lb } ^\circ\text{F})$$

La descarga del difusor de este eyector se realiza a 1.07 Kg/cm^2 (15.2 Lb/pulg^2) que corresponde a las siguientes condiciones:

$$P_2 = 1.07 \text{ Kg/cm}^2 \quad (15.2 \text{ Lb/pulg}^2)$$

$$t = 101^\circ\text{C} \quad (213^\circ\text{F})$$

$$s f = 0.3145$$

$$s f g = 1.4400$$

$$s g = 1.7542$$

La calidad del vapor al salir del eyector es:

$$x_2 = \frac{1.5718 - 0.3145}{1.4400} = 0.873$$

$$h_2 = h f + x h f g = 181.5 + 0.873 (969) =$$

$$568 \text{ K cal/Kg} \quad (1026.5 \text{ Btu/Lb})$$

$$V_2 = V f + x V f g = 0.01673 + 0.873 (26.1)$$

$$V_2 = 1.42 \text{ m}^3/\text{Kg} \quad (22.8 \text{ pie}^3/\text{Lb})$$

La velocidad en la sección convergente del difusor es:

$$v_1 = 223.8 \quad h_2 = h_1 = 223.8 \quad 1025.5 = 889 =$$

$$v_1 = 796 \text{ m/seg} \quad (2610 \text{ pies/seg})$$

El área en la entrada de la sección convergente del difusor es:

$$A_1 = \frac{w T_1}{v_1} = \frac{(0.051)(115.5)(144)}{2610} =$$

$$A_1 = 3.92 \text{ cm}^2 \quad (0.608 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro = $D_1 = \frac{0.608}{0.785} =$

$$D_1 = 2.23 \text{ cm} \quad (0.878 \text{ pulg})$$

Garganta del Difusor:

utilizando la fórmula:

$$\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{P_2}{P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

se obtiene la presión que resulta en la garganta del difusor. Esta presión es:

$$P_g = (P_1)^{1/k} (P_2)^{(k-1)/k} = (1.99)^{1/1.4} (15.7)^{0.714} =$$

$$P_g = 0.145 \text{ Kg/cm}^2 \quad (5.49 \text{ Lb/pulg}^2)$$

A esta presión corresponden las siguientes condiciones para el vapor:

$v_f = 0.01641$	$h_f = 134$	$s_f = 0.2410$
$v_{fg} = 67.54$	$h_{fg} = 998.4$	$s_{fg} = 1.5955$
$v_g = 67.55$	$h_g = 1132.4$	$s_g = 1.8365$

La calidad del vapor en este punto es: $(x_1 = x_2)$

$$x = \frac{1.5710 - 0.2410}{1.5955} = 0.834$$

Entonces:

$$h_{\text{garg}} = h_f + x h_{fg} = 134 + 0.834 (998.4) =$$

$$= 966 \text{ K cal/Kg} \quad (966 \text{ Btu/Lb})$$

$$v_{\text{garg}} = v_f + x v_{fg} = 0.01641 + 0.834 (67.54) =$$

$$v_{\text{garg}} = 56.3 \text{ m}^3/\text{Kg} \quad (56.3 \text{ pies}^3/\text{Lb})$$

La velocidad en la garganta será entonces:

$$v_{\text{garg}} = 271.8 \quad h_2 = h_{\text{garg}} = 271.8 \quad 1025.5 = 956$$

$$v_{\text{garg}} = 921 \text{ m/seg} \quad (1700 \text{ pies/seg})$$

Área de la garganta del difusor:

$$A_{\text{garg}} = \frac{W V_{\text{garg}}}{v_{\text{garg}}} = \frac{(0.081)(56.1)(144)}{1725} =$$

$$A_{\text{garg}} = 3.42 \text{ cm}^2 \quad (0.374 \text{ pulg}^2)$$

Diámetro de la garganta del difusor:

$$D_{\text{garg}} = \frac{3.42}{0.785} = 4.36 \text{ cm} \quad (1.717 \text{ pulg})$$

Longitud de la sección convergente del difusor:

Debido a que la cantidad de vapor es muy pequeña, el ángulo de convergencia que se va a considerar será de 2° . Con esto, la longitud de la sección convergente es:

$$\theta = 2^\circ/2 = 1^\circ$$

$$D_1 - D_{\text{g}} = L \theta = 4.36 = L(0.0175) \text{ cm}$$

$$L = \frac{D_1 - D_{\text{g}}}{\theta} = \frac{4.36}{0.0175} = 249.1 \text{ cm}$$

$$L = 249.1 \text{ cm} \quad (98.1 \text{ pulg})$$

Sección Divergente del difusor:

utilizando las propiedades de inmovilidad dinámica para todo fluido que ha caído en reposo mediante una compresión isentrópica, se tiene:

$$h_0 = h_1 + \frac{v_1^2}{2} = \text{entalpía del fluido en reposo}$$

$$h_0 = 669 + \frac{(1614)^2}{50000} = 669 \text{ K cal/Kg} \quad (1026.1 \text{ Btu/Lb})$$

y la velocidad a la salida del difusor es:

$$v_2 = 223.8 \text{ m/s} \quad h_0 = h_2 = 223.8 \text{ m/s} \quad 1026.1 = 1025.5$$

$$v_2 = 53.5 \text{ m/s} \quad (175.5 \text{ pies/s})$$

El área de la salida del difusor será:

$$A_2 = \frac{W V_2}{v_2} = \frac{(0.081)(22.8)(144)}{175.5} =$$

$$A_2 = 9.8 \text{ cm}^2 \quad (1.52 \text{ pulg}^2)$$

y el diámetro es:

$$D_2 = \frac{9.8}{0.785} = 12.5 \text{ cm} \quad (4.92 \text{ pulg})$$

Longitud de la sección divergente:

Para un ángulo de divergencia de 6° , se tiene:

$$= \frac{6^\circ}{2} = 3^\circ$$

$$D_2 = D_1 \sec 3^\circ = 1.53 = 1.68 = 1.85$$

$$\text{Longitud} = L = \frac{D_2 - D_1}{2 \tan 3^\circ} = \frac{1.85 - 1.53}{2 \times 0.0524} =$$

$$L = 14.6 \text{ cm } (5.74 \text{ pulg })$$

Este eyector descarga el vapor y el aire desalojado del sistema en el condensador del 1o. Paso.

El vapor que llega a este condensador se encuentra a 1.07 Kg/cm^2 (15.2 lb/pulg^2) y a una temperatura de 100°C . El vapor fluye al condensador a razón de 140 Kg/Hr (300 lb/hr).

La masa de aire en este condensador es de 2.8 Kg/Hr (6 lb/hr) y el vapor necesario para saturar este aire a una temperatura de 40°C (104°F) a temperatura de salida del condensado de este condensador, es:

$$\text{Presión de vapor a } 40^\circ\text{C } (104^\circ\text{F }) = 0.0753 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (} 1.0669 \text{ lb/pulg}^2 \text{)}$$

$$\text{Presión total en el condensador} = 1.07 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (} 15.2 \text{ lb/pulg}^2 \text{)}$$

$$\text{Presión parcial del aire} = 1.07 - 0.0753 = 0.9947 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (} 14.131 \text{ lb/pulg}^2 \text{)}$$

Peso de vapor saturando el aire es:

$$W_v = \frac{(1.07 - P_v)}{(0.75) (P_R)} = \frac{(1.07 - 0.0753)}{(0.75) (14.131)} = 0.047$$

$$\text{Cantidad de vapor} = 0.047 \times 140 = 6.58 \text{ Kg vapor/hr } (14.51 \text{ lb/hr })$$

Este valor es pequeño y se puede despreciar.

La calidad de vapor en la salida del eyector es $X = 0.73$

Condensador del Eyector del 1o. Paso.

El vapor por condensar es proveniente del 1o. eyector, va a subenfriarse hasta una temperatura de 40°C (104°F). La eliminación del calor restante al agua de enfriamiento va a efectuarse en los 2 pas. en la primera habrá condensación y en la segunda habrá subenfriamiento.

El agua de enfriamiento va a entrar al condensador a 30°C (86°F) y va a salir de él a 40°C (104°F). El balance de calor es:

Vapor:

$$\text{Calor de condensación} = Q_c = 140 (h_v) (X) =$$

$$Q_c = (140) (459) (0.73) = 46180 \text{ K cal/hr} \\ = (244760 \text{ Btu/hr })$$

$$\text{Calor sensible} = Q_s = (W)(C)(T) =$$

$$Q_s = (200)(1)(113 - 104) = 7050 \text{ K cal/Hr} \quad (31600 \text{ Btu/Hr})$$

Para el agua de enfriamiento se tiene:

$$Q_s = (w)(c)(t) = 276360 = 2.0 \cdot Q_s$$

$$w = \frac{276360}{(100.4 - 96.11)} = 5940 \text{ Kg/Hr} \quad (13100 \text{ lb/Hr})$$

Debido a que las superficies de masa de ambas corrientes son relativamente iguales, así también como lo es la densidad de unión por eliminar del vapor, se puede utilizar un condensador de tubos concéntricos, con varias corrientes en serie, si fuera necesario.

Durante la condensación y enfriamiento del vapor, la elevación de temperatura para el agua es:

$$\Delta t_{\text{agua } \uparrow \text{ condensación}} = \frac{Q_s}{(w)(c)} = \frac{244760}{(13100)(1)} = 6.9^{\circ}\text{C} \quad (12.4^{\circ}\text{F})$$

$$\Delta t_{\text{agua } \downarrow \text{ enfriamiento}} = (100.4) - (56 + 12.4) = 1.6^{\circ}\text{C} \quad (2^{\circ}\text{F})$$

Diferencia de Temperatura media logarítmica.

a) Condensación	Vapor	Agua	Diferencia
Temperatura Superior	113	96.4	114.6
Temperatura Inferior	111	96	<u>127.0</u>
			12.4

$$\Delta t_m = L M T D = \frac{12.4}{2.3 \log \frac{114.6}{127.0}} = 61.3^{\circ}\text{C} \quad (119^{\circ}\text{F})$$

b) Enfriamiento:

	Fluido Caliente	Fluido Frío	Diferencia
Temperatura Superior	113	100.4	112.6
Temperatura Inferior	104	98.4	<u>5.6</u>
			107

$$\Delta t_m = L M T D = \frac{107}{2.3 \log \frac{112.6}{5.6}} = 20^{\circ}\text{C} \quad (36^{\circ}\text{F})$$

La elevación de la temperatura combinada = t , es:

$$\frac{Q_s}{(t)_0} = \frac{244760}{119} = 2056$$

$$\frac{q}{A} = \frac{11600}{16} = \frac{877}{2932}$$

$$t = \frac{q}{h} = \frac{11600}{2932} = 52.5 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} 94.5 \text{ } ^\circ\text{F) }$$

$$t_a = \frac{53.4 \cdot 86}{2} = 31.3 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} 92 \text{ } ^\circ\text{F) }$$

$$t_a = \frac{211 \cdot 104}{2} = 70 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} 158 \text{ } ^\circ\text{F) (En Subenfriamiento)}$$

a) Condensación:

Fluido Frío: Agua tubo interior.

$$\text{Diámetro interior} = D_i = 1.18/12 = 0.098 \text{ m (} 0.115 \text{ pies)}$$

$$\text{Área de flujo} = a_1 = \frac{\pi^2}{4} = \frac{(1.18)^2 (0.115)^2}{4} = 0.00097 \text{ m}^2 \text{ (} 0.0104 \text{ pies}^2)$$

$$\text{Carga velocidad } G_1 = \frac{w}{a_1} = \frac{189000}{0.0104} = 18210000 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$t_a = 92 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 0.8 \text{ op (} 1.936 \text{ lb/pie hr)}$$

$$R \cdot a_1 = \frac{D \cdot G_1}{1.936} = \frac{(0.115)(1891000)}{1.936} = 128000$$

$$\text{velocidad} = v = \frac{G_1}{3600} = \frac{1891000}{3600} = 2.4 \text{ m/seg (} 7.8 \text{ pies/seg)}$$

de la figura 25 del Kern:

$$h_i = (1725)(0.85) = 1465$$

$$h_{i0} = h_i \frac{D_i}{D_e} = 1465 \frac{1.18}{1.66} =$$

$$h_{i0} = 5900 \text{ K cal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \text{ (} 1220 \text{ Btu/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F) }$$

Fluido Caliente: Vapor por el anillo.

Suponiendo que la condensación ocurra alrededor del 10% de la longitud del tubo se tiene:

$$\text{Longitud del tubo} = 6.10 \text{ m (} 20 \text{ pies)}$$

$$\text{Longitud del tubo en condensación} = 0.1 \times (20) = 0.61 \text{ m (} 2 \text{ pies)}$$

$$\text{Carga de vapor lineal en los tubos} = G'' =$$

$$G'' = \frac{W}{0.5 L_0 N t}$$

$$G'' = \frac{290}{(0.5)(2)(2)} = 290 \text{ Kg/hr m}^2 \text{ (} 145 \text{ lb/hr pie) }$$

Suponiendo $h_o = 1200$

Coefficiente del lado del tubo interior, $h_{i o} = 1200$

Temperatura de la pared del tubo = $t_w =$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{i o} + h_o} (T_v - t_a) =$$

$$= 92 + \frac{1200}{1200 + 1200} (213 - 92) = 66.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= (152 \text{ } ^\circ\text{F})$$

Temperatura de película = $t_f = \frac{T_v + t_w}{2} =$

$$t_f = \frac{213 + 152}{2} = 182 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (83.5 \text{ } ^\circ\text{C})$$

a $t_f = 182 \text{ } ^\circ\text{F}$ se tienen:

Conductividad térmica $k_f = 0.400$

Gravedad Especifica $\rho_f = 0.97$

Viscosidad $\mu = 0.34 \text{ cp}$

de la figura 12.9 del Kern: $h_o = 1150$

Coefficiente total limpio para condensación

$$U_o = \frac{h_{i o} h_o}{h_{i o} + h_o} = \frac{(1150)(1220)}{1150 + 1220} = 560$$

$$U_o = 2500 \text{ K cal/Hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (560 \text{ Btu/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

Coefficiente total en condensación:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_o} + R_d$$

$$R_d = R_{d o} + R_{d i} = 0.001 + 0.0005 = 0.0015$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{560} + 0.0015$$

$$U_D = 1515 \text{ K cal/Hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (310 \text{ Btu/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

b) Subenfriamiento:

Fluido Frío: Agua por tubo interior

$D_i = 0.0351 \text{ m} \quad (0.115 \text{ pies})$

$a_t = 0.00097 \text{ m}^2 \quad (0.0104 \text{ pies}^2)$

$G_t = 9260000 \text{ Kg/Hr m}^2 \quad (1693000 \text{ Lb/Hr pie}^2)$

$t = 0.8 \text{ cp} \quad (1.936 \text{ Lb/pie Hr})$

$Re_t = 120000$

$h_{i o} = 1220 \text{ Btu/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Flujo Caliente: Agua de condensación por el anillo.

Área de flujo y diámetro equivalente

Diámetro Nominal de tubo exterior = 2 pulg

Diámetro Nominal de tubo interior = 1 1/4 pulg

$$D_2 = 2.06712 = 0.1725 \text{ m (0.1725 pies)}$$

$$D_1 = 1.66712 = 0.138 \text{ m (0.138 pies)}$$

$$A_a = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{4} = \frac{(2.06712^2 - 1.66712^2)}{4} = \frac{(0.1725^2 - 0.138^2)}{4} =$$

$$A_a = 0.000766 \text{ m}^2 \text{ (0.000766 pies}^2\text{)}$$

$$\text{Diámetro equivalente} = D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{(0.1725^2 - 0.138^2)}{0.138} =$$

$$D_e = 0.8232 \text{ m (0.8767 pies)}$$

$$\text{Masa velocidad} = G_a = \frac{W}{A_a} = \frac{1900}{0.000766} =$$

$$G_a = 170000 \text{ kg/Hr m}^2 \text{ (35100 lb/pie}^2\text{ Hr)}$$

$$\text{a } 138^\circ \text{F (T a)}, \quad = 0.415 \text{ (1.0 lb/pie Hr)}$$

$$W = \frac{G_a \cdot A_a}{1.0} = \frac{170000}{1.0} = 170000$$

de la figura No. 24 del Kern, $JH = 7$

valor específico a $138^\circ \text{F} = 1.0$

conductividad térmica a $138^\circ \text{F} = 0.33 \text{ C}$

$$\left(\frac{G}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{170000}{0.33}\right)^{1/3} = 1.38$$

$$h_o = JH \frac{k}{D_e} \left(\frac{G}{k}\right)^{1/3} = 7 \frac{0.33}{0.8767} (1.38) = 49.5$$

$$h_o = 7 \left(\frac{0.33}{0.8767}\right) \times 1.38 \times 1.0 = 49.5$$

Coefficiente total limpio en enfriamiento

$$U_a = \frac{h_i \cdot h_o}{h_i + h_o} = \frac{(1222)(49.5)}{1222 + 49.5} =$$

$$U_a = 212 \text{ K cal/Hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (41.0 Btu/Hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F)}$$

El Área requerida para condensación es:

$$A_o = \frac{W}{U_a (t)_o} = \frac{170000}{(212)(119)} =$$

$$A_c = 0.117 \text{ m}^2 \quad (1.62 \text{ pies}^2)$$

Area requerida para enfriamiento = A_c

$$A_c = \frac{Q_c}{(U_c)_c (\tau)_c} = \frac{11600}{(47.5)(36)} = 17.1 \text{ m}^2 \quad (185 \text{ pies}^2)$$

Area total requerida = $A_{T_1} = A_c + A_e =$

$$A_{T_1} = 17.44 \text{ m}^2 \quad (188.62 \text{ pies}^2)$$

Coefficiente total limpio = U_{TL}

$$U_{TL} = \frac{U_c A_c}{A_{T_1}} = \frac{(1.62)(480) + (185)(47.5)}{188.6}$$

$$U_{TL} = \frac{11600 + 8767.5}{188.6}$$

$$U_{TL} = 89.3 \text{ K cal/M}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (57.8 \text{ Btu/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

Coefficiente total en sucubrimientos:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_{TL}} + R_d$$

$$R_d = R_{d1} + R_{d2} = 0.0015$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{89.3} + 0.0015 = 0.0166$$

$$U_D = 260 \text{ K cal/Hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (53.2 \text{ Btu/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$$

Area necesaria en condensación = $A_c =$

$$A_c = \frac{Q_c}{(U_D)_c (\tau)_c} = \frac{344760}{(110)(119)}$$

$$A_c = 0.016 \text{ m}^2 \quad (0.64 \text{ pies}^2)$$

Area necesaria en sucubrimientos:

$$A_e = \frac{Q_e}{(U_D)_e (\tau)_e} = \frac{11600}{(53.2)(36)}$$

$$A_e = 1.533 \text{ m}^2 \quad (16.5 \text{ pies}^2)$$

Area total necesaria = $A_{T_2} = 2.154 \text{ m}^2 \quad (23.14 \text{ pies}^2)$

De la tabla No. 11 del Kern para tubo de 1 1/4 pulgadas de diámetro, hay 0.135 pies² de superficie exterior por pie lineal.

Longitud requerida = $\frac{23.14}{0.135} = 171.2 \text{ m} \quad (560 \text{ pies})$

Se desea determinar la pérdida de presión por fricción en un tubo de acero de 100 pies de longitud y 2 pulgadas de diámetro interno, cuando se bombea agua a una velocidad de 10 pies por segundo.

Cada de presión en el tubo del agua:

Para $L = 100$ pies.

$$f = 0.0225 = \frac{0.000157 (100)^2}{(2)^5} = 0.0225 = \frac{0.000157 (100)^2}{(2)^5}$$

$$r = 0.0057$$

$$P_f = \frac{2 f v^3 L}{g^3 D^5} = \frac{2 (0.0225) (10)^3 (100)}{(32.2)^3 (2)^5} = 0.001 \text{ pies}$$

$$P_v = 1.0 \text{ g/cm}^3 = 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_s = \frac{P_f P_v}{144} = \frac{0.001 (62.4)}{144} = 0.000433 \text{ lb/in}^2$$

$$P_s = 0.000433 \text{ lb/in}^2 = 0.000433 \text{ lb/in}^2$$

Cada de presión permisible = 0.7 lb/in² (10 lb/inch²)

Cada de presión en el anillo por condensado.

al condensador:

$$D = (D_2 - D_1) = (0.1775 - 0.175) = 0.0025 = (0.0025 \text{ pies})$$

$$R = \frac{D \cdot C}{2} = \frac{0.0025 (1000)}{2} = 0.125$$

$$r = 0.0015 = \frac{0.001}{(1000)^{0.42}} = 0.0015$$

$$P = 1.0 \text{ g/cm}^3 = 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$P_f = \frac{2 f v^3 L}{g^3 D^5} = \frac{2 (0.0015) (10)^3 (100)}{(32.2)^3 (0.0025)^5} = 0.001 \text{ pies}$$

$$P_s = 0.001 \text{ lb/in}^2 = 0.001 \text{ lb/in}^2$$

Cada de presión por efecto del orbeal por Velocidad.

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1000}{(1600)(0.4)} = 0.347 \text{ m/sec} = 0.156 \text{ pies/sec}$$

$$P_r = 2 \left(\frac{v^3}{g} \right) = 2 \left(\frac{0.156^3}{32.2} \right) = 0.001 \text{ lb/in}^2$$

$$P_s = \frac{0.001}{144} = 0.000694 = 0.000694 (16/1016)^2$$

Este resultado es muy bajo para tenerse en consideración.

El agua de enfriamiento va a ser bombeada desde el tanque de vaporización hacia el reactor para regresar nuevamente al evaporador en donde mediante una atomización va a obtenerse una evaporación más rápida y completa del vapor y el líquido del tanque. Para esto se tienen los siguientes datos:

Peso de agua = 25000 Kg./hr. (101710 Lb./hr)

Densidad = 1.0 (Kg./l = 8.33 Lb./pie³)

Viscosidad = 1.01 cp

Tubo utilizado de diámetro nominal de 10.16 cm (4 pulg), órdula # 40

Accesorios de tuberías 4 codos de 20°, de 10.16 cm (4 pulg) de diámetro

Velocidad de flujo en la línea 1.52 m/seg (5 pies/seg)

Área de flujo = 0.0081 m² (0.0318 piec²)

Diámetro interior = 10.02 cm (3.9424 pulg)

Longitud de tubo = 24 m (78.7 pies)

$$\text{No. R} = \frac{\rho v d}{\mu} = \frac{(1000 \text{ Kg./m}^3)(1.52 \text{ m/seg})(0.0318 \text{ m})}{(0.0101 \text{ Kg./m} \cdot \text{seg})(1.01)} = 117300$$

El factor de fricción correspondiente es $f = 0.0045$

$$\text{Pérdida por fricción} = H_{f_s} = f \frac{L}{d} \frac{v^2}{2 g_c}$$

$$H_{f_s} = (0.0045) \left[\frac{24 \text{ m}}{0.0318 \text{ m}} \right] \frac{(1.52 \text{ m/seg})^2}{2 (9.81 \text{ m/seg}^2)} = 0.497 \text{ m}$$

$$= (1.63 \text{ pies})$$

$$\text{Pérdida por accesorios de tubería} = 4 \times 32 \times 0.33 = 12.9 \text{ m}$$

$$= (42.5 \text{ pies})$$

$$\text{Pérdida total} = H_{f_t} = 12.9 + 0.497 = 13.4 \text{ m (44.13 pies)}$$

El balance de energía entre las condiciones iniciales y finales del líquido que se bombea, está dado por la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{g}{g_c} z_1 + \frac{v_1^2}{2 g_c} - W_p \eta = \frac{P_2}{\rho} + \frac{g}{g_c} z_2 + \frac{v_2^2}{2 g_c} + H_{f_t}$$

- en donde: v_1 = velocidad inicial = 0
 z_1 = altura en el punto 1 = 0
 P_1 = presión en el punto 1 = 0.0120 Kg/cm² (25.6 Lb/pie²)
 W_p = trabajo hecho por la bomba
 η = eficiencia de la bomba = 85
 v_2 = velocidad en el punto 2 = 1.52 m/seg (5 pies/seg)
 z_2 = altura o elevación del punto 2 = 3 m (9.84 pies)
 P_2 = presión de descarga de la bomba = 3.4 Kg/cm² (7200 Lb/pie²)

abe)

$$\rho = \text{densidad del agua} = 1 \text{ Kg/l (62.3 Lb/pie}^3 \text{)}$$

$$R_{T_1} = \text{fricción total} = 11.4 \text{ m (44.13 pies)}$$

La caída de presión en el haz de tubos del reactor es:

$$P = 0.0422 \text{ Kg/cm}^2 \text{ (86.4 Lb/pie}^2 \text{)}$$

sustituyendo valores se tiene:

$$\frac{25.6}{62.3} - W_0 H = \frac{7200}{62.3} + 9.84 + \frac{25}{2 \times 32.17} + 44.13 + \frac{86.4}{62.3}$$

$$0.41 - W_0 H = 115 + 9.84 + 0.39 + 44.13 + 1.38$$

$$- W_0 = \frac{170.14}{0.85} = 200.16 \text{ Kg H/Kg m (201 Lb pie/Lb m)}$$

Potencia necesaria para bombear el líquido:

$$P_B = 0.745 \frac{w W}{550} = 0.745 \frac{(28.15)(201)}{550}$$

$$P_B = 7.16 \text{ Kw (10.3 H.P.)}$$

Para lograr una eficiencia en la separación del vapor y el líquido dentro del evaporador, es necesario utilizar un número de boquillas de aspersión mediante las cuales se pueda atomizar el agua que proviene del reactor hacia el tanque de vaporización.

La descarga del agua dentro del tanque se ha fijado en 34 Kg/cm^2 (50 Lb/pulg^2) o (7200 Lb/pie^2), y para un gasto de 750 l/min (198 GPM) se ha seleccionado, del manual "INDUSTRIAL SPRAYING NOZZLES AND ACCESSORIES", - la boquilla de tipo "Torbellino" con las siguientes dimensiones:

Dimensiones para el tipo de boquilla seleccionada:

Boquilla de tipo de Torbellino.

Conexión tipo: hembra.

Diámetro de entrada al cuerpo: 2.14 cm ($27/32 \text{ pulg}$)

Tubo de conexión: 3.17 cm ($1 \frac{1}{4} \text{ pulg}$)

Diámetro del orificio: 2.34 cm ($53/64 \text{ pulg}$)

Tipos: $1 \frac{1}{4} \text{ C-20}$

Angulo de aspersión: $75 - 79^\circ$.

Peso: 0.454 Kg (1 lb)

Longitud total: $L = 7.62 \text{ cm}$ (3 pulg)

Distancia de la base de la cuerda al centro del orificio: $A = 5.08 \text{ cm}$
(2 pulg)

Distancia del eje central al centro de la boquilla: $C = 0.437 \text{ cm}$ ($7/16 \text{ pulg}$)

Distancia del eje longitudinal a la parte superior de la boquilla: $D =$

3.17 cm (1 1/4 pulg)

Gasto volumétrico a 1.4 Kg/cm^2 (50 lb/pulg²): 197 l/min (526 GPM)

No. de boquillas:

$$\frac{197 \text{ GPM}}{52 \text{ GPM/boquilla}} = 4 \text{ boquillas}$$

TANQUE O CÁMARA DE VAPORIZACIÓN.

El tanque o Cámara de Vaporización, es el recipiente en el cual se va a llevar a cabo el enfriamiento del agua que proviene del reactor. Este recipiente tiene una capacidad relativamente pequeña, por lo que sus dimensiones y su diseño se han adaptado a las Capacidades y Dimensiones Típicas recomendadas por el American Petroleum Institute (API), Standard 12-C, para tanques o recipientes fabricados o contruidos mediante placas o piezas metálicas soldadas por el extremo, de 1.8 m (72 pulgadas) de ancho.

De acuerdo a las consideraciones anteriores, las dimensiones del recipiente son como sigue:

Diámetro, $D = 1.83 \text{ m}$ (72 pies).

Altura, $H = 1.68 \text{ m}$ (55 pies).

Volumen, $V = 20.6 \text{ m}^3$ (742 pies³).

Presión Absoluta, $P = 0.0138 \text{ Kg. cm}^2$ (10 mm Hg).

Temperatura del Agua, $T = 10^\circ \text{C}$ (50° F).

Construcción: Placas soldadas en los extremos.

Anchura de Placas: 1.83 m (72 pulgadas).

Número de Placas: 2.

Espesor de Placa: 0.476 cm (1.87 pulgadas).

Tejido Plano.

Espesor de Placa en el techo: 0.476 cm (1.87 pulg.).

Orificios: 2 de 10.16 cm de diámetro (4 pulg.).

1 de 60.96 cm (24 pulgadas) para acceso de hombre.

Accesorios: Orificio necesario para instalación de equipo de Control de Nivel.

Materiales: Acero SA-263 grado D.

CAPITULO VI.

ANALISIS DE COSTOS.

El análisis de costos para el sistema tratado, comprende dos tipos de -
costos:

1ra.- Costo fijo del equipo.

2da.- Costo de operación del sistema.

Respecto al primer caso, el costo de compra del equipo es como sigue:

a) El costo tabulado para estos ejectores es de:	\$ 15,800.00	(1,500.00 Días)
Índice de actualización: 2.7		
Costo actual:	\$ 41,250.00	(3,300.00 Días)
b) Costo tabulado para un com- densador de superficies:	\$100,000.00	(8,000.00 Días)
Factor de corrección para ma- terial de menor tenacidad: 1.5		
Costo actual:	\$150,000.00	(12,000.00 Días)
c. Para el segundo caso en el - sistema, el condensador com- pleccionado fue de tipo de - horquilla o pabellón, cuyo - costo es de:	\$ 43,750.00	(3,500.00 Días)
d) El costo tabulado para el - tanque de vaporización es de:	\$ 43,750.00	(3,500.00 Días)
Índice de actualización: 1.8		
Costo:	\$ 78,750.00	(6,300.00 Días)
e) Costo de una bomba centríf- ga de 10 H.P.:	\$ 7,000.00	(700.00 Días)
Índice de actualización: 2.0		
Costo:	\$ 17,500.00	(1,400.00 Días)
f) Costo de tuberías:		
Tubería de 10.16 cm (4 pulg.)		
Cátula 40: \$ 8.75 / pie de tubo		
Longitud estimada: 36.6 m (120 pies)		
Costo:	\$ 1,050.00	(84.00 Días)
El Costo Actualizado total es:	\$332,350.00	(26,584.00 Días)
Costo de Instalación del Equipo como 2% del costo actualizado:	\$ 66,470.00	(5,317.00 Días)

General and Administrative Information

1. Name of the organization: [Illegible]

2. Address: [Illegible]

3. Telephone: [Illegible]

4. Fax: [Illegible]

5. E-mail: [Illegible]

6. Website: [Illegible]

7. Date of establishment: [Illegible]

8. Type of organization: [Illegible]

9. Main activities: [Illegible]

10. Objectives: [Illegible]

11. Mission statement: [Illegible]

12. Vision statement: [Illegible]

13. Core values: [Illegible]

14. Organizational structure: [Illegible]

15. Key personnel: [Illegible]

16. Financial information: [Illegible]

17. Other relevant information: [Illegible]

CAPITULO VIII.

CONCLUSIONES

- 1.- En la Planta de Dodeciltenceno en la Refinería Madero de Ciudad - Madero Tamps., es necesario mejorar el enfriamiento del reactor - para lograr que el dodeciltenceno cumpla con todas las especificaciones requeridas para su venta.
- 2.- El Sistema de refrigeración propuesto es viable en su diseño y funcionamiento.
- 3.- El Sistema no contiene partes peligrosas críticas, así que no hay nada en él, que se deba reemplazar por desgaste o deterioro técnico; además la capacidad del sistema cerrado fija por toda la vida de la unidad debita a que no está sujeta a pérdida o contaminación del refrigerante utilizado.
- 4.- La inversión total del equipo propuesto sería de \$ 398,720.00
- 5.- El costo de operación del equipo propuesto sería de \$ 285,744.00 por año de operación, basado principalmente en el costo de vapor motriz.
- 6.- El sistema no requiere atención por parte del personal de operación de la Planta y tampoco, es necesario, ningún costo extra por contratación de personal para mantenimiento del equipo.
- 7.- La operación del sistema sería continua debido a que no habría ningún problema en cuanto al suministro de vapor motriz a los ejectores.

CAPITULO VIII.

BIBLIOGRAFIA.

- Donald Q. Kern.- Process Heat Transfer. Mc Graw Hill Book Co. 1950.
- Lloyd E. Brownell, &
- Elvin H. Young.- Process Equipment Design. John Wiley & Sons, Inc., 1959.
- Richard C. Jordan, &
- Gayle B. Prester.- Refrigeration and Air Conditioning.
Prentice-Hall, Inc., 1956.
- Warren L. McCabe, &
- Julian C. Smith.- Unit Operations of Chemical Engineering.
Mc. Graw Hill Book Co. Inc., 1956.
- Virgil M. Paires.- Thermodynamics of Heat Power.
The Mc. Millan Company New York. 1964.
- Olaf A. Hougen, &
- Kenneth M. Watson.- Chemical Process Principles. Part I
Material and Energy Balances.
John Wiley & Sons Inc., 1959.
- John M. Perry.- Chemical Engineer's Handbook.
Mc. Graw Hill Book Co. Inc., 1950.
- Spraying Systems Co.- Industrial Spray Nozzles and Accessories.
Catálogo 25.
- Robert S. Aries, &
- Robert D. Newton.- Chemical Engineering Cost Estimation.
Mc. Graw Hill Book Co. Inc., 1955.
- Revista Chemical Engineering, Diciembre de 1962.