

# UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

## ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA PURIFICACION DE PARADICLOROBENCENO Y RECUPERACION DE ORTODICLOROBENCENO

### T E S I S

que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

PRESENTA

JOSE IGNACIO RAMOS GOMEZ PEREZ



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

A la Memoria de mi Madre.

A mi Padre.

A mis Hermanos.

Agradezco su cooperación en

este trabajo al Sr. Ing.

José Luis Lemelín G.

## SUMARIO

- I.- Introducción.
- II.- Proceso de obtención de los diclorobencenos.
- III.- Determinación de las condiciones de operación.
- IV.- Descripción del sistema de purificación.
- V.- Cálculo del equipo.
- VI.- Estudio económico.
- VII.- Conclusiones.
- VIII.- Bibliografía.

**I.- INTRODUCCION**

En los últimos años la industria química ha tenido un desarrollo considerable con lo cual han surgido, como era de esperarse, un gran número de problemas que la ingeniería química tiene que resolver para no ser obstáculo en el desenvolvimiento de nuestro país.

Uno de estos problemas ha sido la utilización de los excedentes de cloro que se producen en la obtención de sosa cáustica electrolítica, producto de gran importancia en nuestra industria.

Estos excedentes han sido causa de numerosos estudios, algunos de los cuales se refieren a los productos clorados del benceno. Uno de los primeros usos de estos derivados fué el de insecticida, como el D.D.T., el cual tiene como materia prima el monoclorobenceno.

En la elaboración de este último se obtienen como sub-producto el orto y para-diclorobenceno, que son los productos a los cuales nos referiremos en el presente trabajo.

El consumo del paradiclorobenceno ha tenido un gran desarrollo, ya que en los últimos seis años su demanda ha aumentado en más de cien por ciento.

También la demanda del ortodiclorobenceno ha tenido un gran desarrollo, pues día con día aparecen en el mercado productos que lo tienen como materia prima, además de que sigue en aumento su uso como solvente, fungicida y desodorante.

El orto y para-diclorobenceno se obtienen mezclados, por lo que hay necesidad de separarlos. Uno de los métodos de separación es por cristalización del paradiclorobenceno. Este método tiene el inconveniente de que el ortodiclorobenceno contaminará al paradiclorobenceno, no quedando éste con la pureza que exige el mercado. Esto requiere una purificación, que actualmente se hace por procedimientos muy sencillos, pero que

reducen mucho la eficiencia.

Lo expuesto anteriormente es la base para elaborar una evaluación técnico - económica que nos determine la conveniencia de complementar el proceso existente con un sistema de purificación y recuperación de paradiclorobenceno y recuperación de ortodichlorobenceno.

En este trabajo se describe brevemente la planta y el método de purificación actual.

En la segunda parte se determinan las condiciones de operación, y se describe el equipo de purificación.

En la parte final se hace el cálculo del equipo y con base en éste se hace el cálculo económico.



**II.- PROCESO DE OBTENCION DE LOS DICLOROBENCENOS**

En la actualidad, en nuestro país, la mayor parte de los diclorobencenos son obtenidos como subproducto de la obtención del monoclorobenceno. Al producirse la reacción del cloro gaseoso con el benceno en presencia de un catalizador se obtiene una mezcla de productos clorados del benceno, que son: monoclorobenceno en su mayor parte, diclorobenceno y triclorobenceno.

Por medio de destilación se separa el monoclorobenceno de los otros clorobencenos, en el fondo de la última torre de rectificación se separan los diclorobencenos y triclorobencenos, esta mezcla que es un líquido denso de color café oscuro es extraída en forma periódica de la torre y enviada al tanque de almacenamiento. Este tanque está calentado por un serpentín con vapor, con el objeto de mantenerlo a una temperatura constante de  $50^{\circ}\text{C}$ . para evitar su solidificación.

La mezcla es transportada a la planta por una línea encamisada, que desemboca en un tanque cilíndrico horizontal que tiene la función de destilador. Este tanque tiene en su interior un banco de calentamiento que eleva la temperatura de la mezcla a  $130^{\circ}\text{C}$ . La destilación se verifica a un vacío aproximado de 200 mm. de Hg., separándose los diclorobencenos de los triclorobencenos, estos últimos se van concentrando en una pequeña torre de rectificación colocada en la parte central del tanque. Los triclorobencenos son evacuados del destilador cada semana y son eliminados por resultar incombustible cualquier tipo de elaboración, debido a la pequeña cantidad que de ellos resulta.

El producto de la destilación es una mezcla de gases de orto y para-diclorobenceno, los cuales pasan a un condensador que tiene como medio de enfriamiento agua a  $60^{\circ}\text{C}$ . De esta manera se evita la solidificación del para-diclorobenceno que empieza a cristalizar a  $53^{\circ}\text{C}$ .

El producto en forma líquida es recibido en un tanque cilíndrico vertical

es mantenido a una temperatura de 55° C. Si se baja esta temperatura se tienen los problemas antes citados de solidificación, si esto es superior, el resultado es una baja eficiencia de condensación. Este tanque llamado de retención de dicloros puros, está provisto de un indicador de nivel de cristal, que a su vez sirve para observar el color que tiene la mezcla, éste debe de ser blanco y no café oscuro que indica contaminación por triclorobenceno.

En la parte inferior del tanque está colocada una válvula por la que se efectúa el muestreo del producto, para determinar el porcentaje de paradiclorobenceno en el ortodiclorobenceno y de esta manera calcular la alimentación al cristallizador. Adyacente a la válvula descrita se encuentra la línea de alimentación al cristallizador, la cual es regulada con ayuda de un rotámetro. Esta alimentación debe de estar siempre rigurosamente controlada con base en el porcentaje de paradiclorobenceno, ya que si se alimenta con exceso se opera a baja eficiencia, por cristalización incompleta, aumentando el porcentaje de équel en el ortodiclorobenceno. En cambio si la alimentación es muy baja se corre el peligro de la obstaculización por la formación de grandes cristales.

El cristallizador es un tubo enramisado, con salmuera de cloruro de calcio a -21° C.; los cristales formados aquí son arrastrados por medio de un transportador de guma.

Al final del cristallizador se encuentra un reboso el cual desemboca a la tolva de almacenamiento temporal.

El paradiclorobenceno es separado por centrifugación y lavado con agua. El líquido que es ortodiclorobenceno con alto porcentaje de paradiclorobenceno (35 - 40%) es enviado al tanque vertical de almacenamiento, de donde es alimentado de nuevo al cristallizador, hasta que no se obtiene cristalización a 0° C., es decir cuando la concentración es de solo 27% de paradiclorobenceno.

Actualmente el paradiclorobenceno es fundido en pequeños moldes de aluminio, dejándose solidificar en ellos. Los panes resultantes son quebrados y conducidos a un cuarto donde permanecen por espacio de dos días en un ambiente de aire a 30° C., -- evaporándose en esta forma el ortodiclorobenceno que lo impurifica. Una o dos veces por turno el paradiclorobenceno es removido para que tenga contacto con el aire. Posteriormente es molido y envasado.

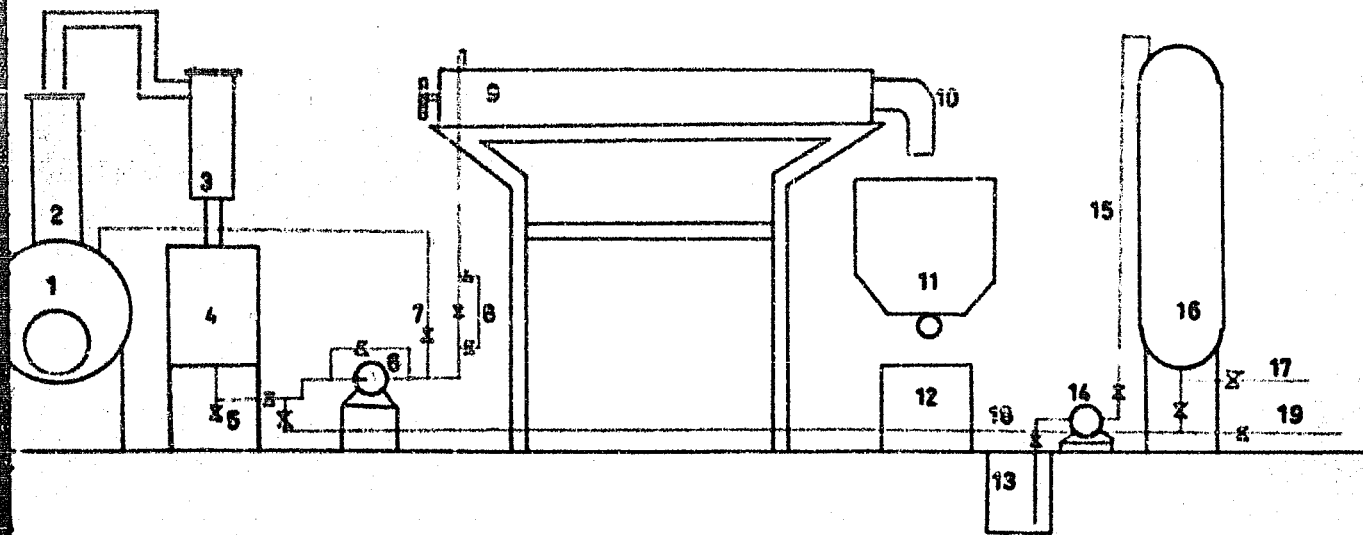


Diagrama de flujo de la planta  
de diclorobenceno.

figura 1.

**Especificaciones de la Figura 1.**

- 1.- Tanque destilador.
- 2.- Torre de rectificación.
- 3.- Condensador.
- 4.- Tanque de retención de dicloros puros.
- 5.- Válvula de muestreo.
- 6.- Bomba de alimentación al cristizador.
- 7.- Línea de recirculación al destilador.
- 8.- Rotámetro.
- 9.- Cristizador.
- 10.- Rebose del cristizador.
- 11.- Tolva de almacenamiento temporal.
- 12.- Centrífuga.
- 13.- Tanque receptor de mezcla.
- 14.- Bomba al tanque almacén.
- 15.- Línea al tanque al macón de ortodichlorobenceno.
- 16.- Tanque almacén de ortodichlorobenceno.
- 17.- Ortodichlorobenceno a envase.
- 18.- Línea de recirculación al cristizador.
- 19.- Ortodichlorobenceno al sistema de purificación.

**III. - DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION**

Las condiciones en que se lleva a cabo actualmente la purificación del para diclorobenceno, aparte de ser ineficientes, tienen el inconveniente de no aprovechar el ortodichlorobenceno, lo que origina que se hagan los siguientes raciocinios: Se tiene el para diclorobenceno que es un producto sólido, al que necesitamos eliminar un líquido que es el ortodichlorobenceno. Para esta eliminación necesitamos de un vehículo de arrastre con ciertas condiciones, como son:

- a).- Que no cambie las propiedades químicas de los productos.
- b).- Que pueda operar en las condiciones del proceso.
- c).- Que permita la existencia de una diferencia de presión parcial de vapor del líquido, con respecto a la película de interfase.
- d).- Que sea fácilmente manejable y de bajo costo.

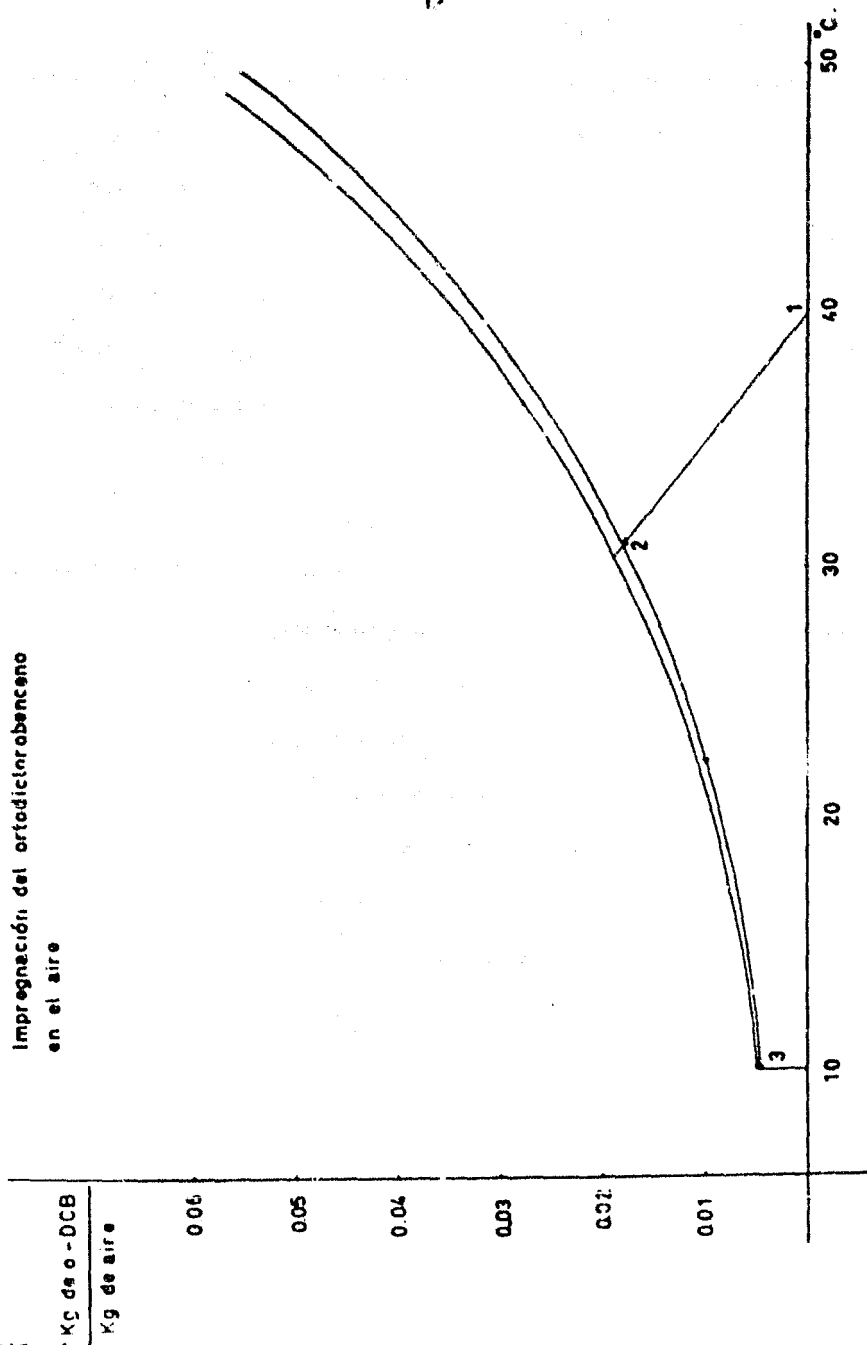
Todos estos requisitos están presentes en el aire y ésta es la razón por la cual se escoge este.

Para que el vehículo tenga un buen contacto con los productos, se presentan dos operativas, a saber: Contacto instantáneo (Flash) y contacto en un cilindro rotatorio. Se escoge este último por su gran flexibilidad en la operación que nos permite variar con facilidad las condiciones de operación.

El para diclorobenceno que es alimentado al cilindro llega impregnado con ortodichlorobenceno. Lo ideal sería que se pudiera eliminar únicamente éste último, obteniéndose la purificación con una gran eficiencia, pero dado que los cristales de para diclorobenceno tienen forma irregular, la película del líquido que los moja no tiene espesor constante, originándose eliminación total más rápida en las porciones más delgadas, empezándose a vaporizar la parte del cristal expuesta a la corriente de aire. Con el fin de que esta vaporización sea la mínima, prácticamente se determinará el tiempo de retención prome



Impregnación del ortodicrobenceno  
en el aire



dio. Esta determinación nos la permite la gran flexibilidad del equipo.

Entre el aire y la película de interfase que rodea la partícula de paradichlorobenceno mojada de ortodichlorobenceno existe una diferencia de presiones parciales, por tal motivo hay una difusión de éste en forma de vapor al aire. Siendo que el ortodichlorobenceno en la película se encuentra en fase líquida, se necesita una energía para evaporar (calor latente de evaporación), ésta es suministrada por el calor sensible del aire.

Las condiciones del cilindro se pueden seguir al observar la curva 1 - 2 del diagrama No. 1. La impregnación del ortodichlorobenceno en el aire va aumentando hasta llegar a un punto cercano a la saturación, en cambio la temperatura del aire va disminuyendo, al ir cediendo su calor sensible para producir la evaporación.

El paso siguiente es la recuperación de los vapores contenidos en el aire, esto se hace enfriando la corriente de los gases, hasta una temperatura mínima en tal forma de irlos condensando. El contacto se hace en forma directa y el medio de enfriamiento es ortodichlorobenceno, que es atomizado para mayor eficiencia en el contacto. Este proviene del tanque de almacenamiento y es el segundo producto terminado, o en su defecto el que se recircula al cristalizador para bajar la concentración de paradichlorobenceno.

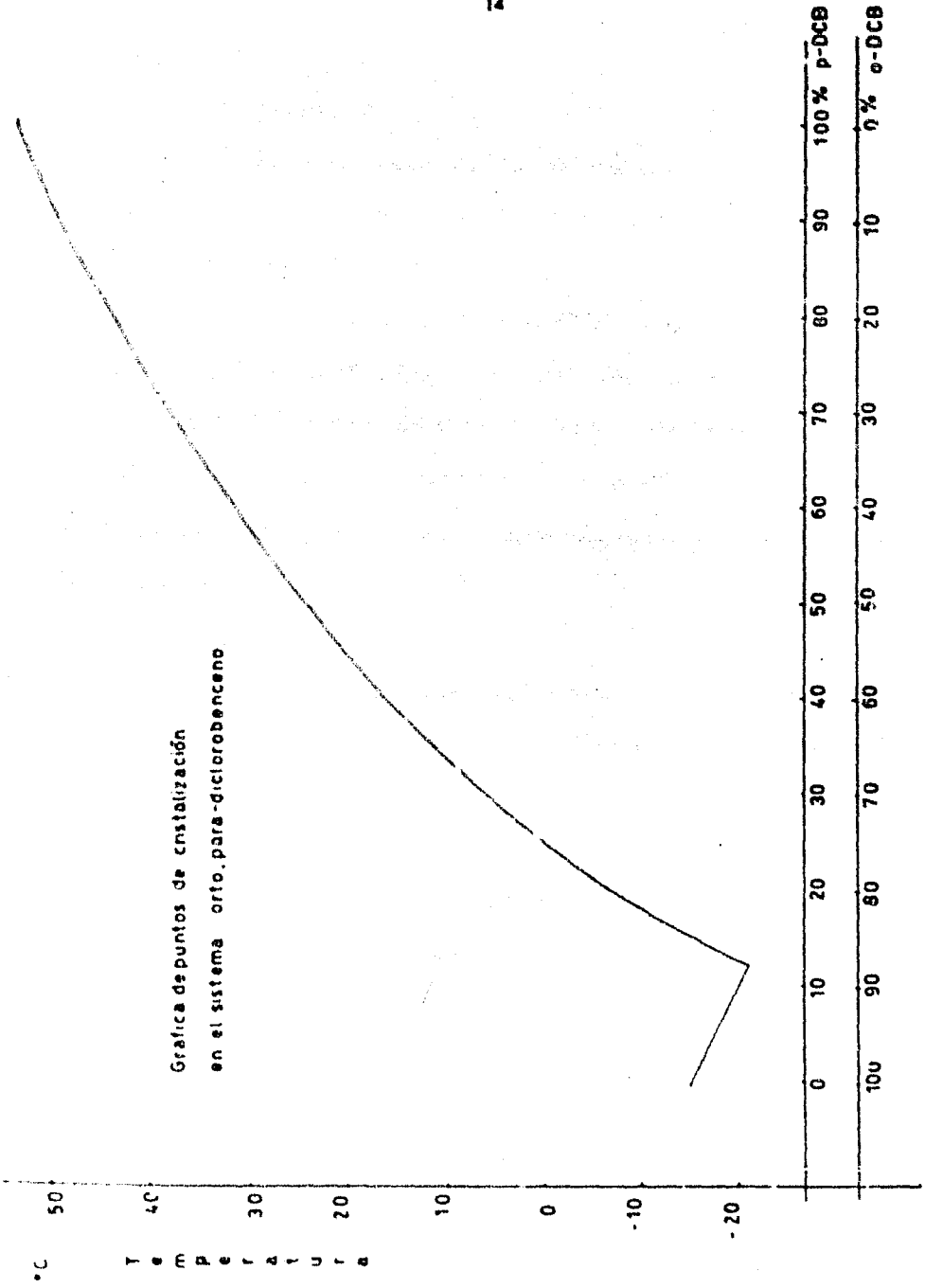
Las condiciones del condensador son expresadas en la curva 2-3 del diagrama No. 1. El aire sale saturado a una temperatura mínima, que es la de rocío a las condiciones de alimentación de aire al proceso. En caso de que la temperatura del aire a la salida del condensador fuera menor, se presentaría el problema de condensación de vapor de agua.

A la salida del condensador el aire conteniendo una mínima concentración de los productos es lanzado a la atmósfera.

#### Condiciones de operación

Teniendo definido el equipo, a continuación se determinan las condiciones de

Grafica de puntos de cristalización  
en el sistema orto, para-diclorobenceno



• C  
T  
e  
m  
P  
e  
r  
A  
t  
u  
a

0 10 20 30 40 50 60 70 80 90 100 % p-DCB  
100 90 80 70 60 50 40 30 20 10 0 % o-DCB

operación.

## 1.- Cilindro rotatorio.

### 1.- Alimentación.

a).- Producto: La temperatura ( $T_0$ ) del producto es de  $15^{\circ}\text{C}$ ., que es la temperatura con la cual sale de la centrífuga. La concentración ( $C_0$ ) es de 75% de para-diclorobenceno y 25% de ortodoclorobenceno.

b).- Aire: La temperatura ( $t_0$ ) es de  $40^{\circ}\text{C}$ . como máximo, ya que de ser más elevada el producto empezaría a fundirse tal como se puede observar en la gráfica -- No. 2. La humedad ( $H_0$ ) promedio del aire en la Ciudad de México se considera como 0.01 Kg. de agua/Kg. de aire, y su temperatura de rocío de  $10^{\circ}\text{C}$ . Las presiones parciales del orto y para-diclorobenceno tienen un valor de cero, considerando que el aire está libre de estos productos.

### 2.- Descarga.

a).- Producto: La temperatura ( $T_1$ ) es de  $27^{\circ}\text{C}$ ., un poco inferior a la de los gases de descarga. La concentración ( $C_1$ ) es de 99% de paradoclorobenceno y 1% como máximo de ortodoclorobenceno.

b).- Aire y gases: Para determinar esta temperatura se ha considerado operación adiabática, condición que se apega bastante a la realidad, ya que las pérdidas por radiación, a la baja temperatura que se trabaja, son insignificantes. Esta temperatura de saturación adiabática resulta ser de  $31^{\circ}\text{C}$ ., por lo que a una saturación de 98% se determina la temperatura de salida de los gases ( $t_1$ ) como  $30^{\circ}\text{C}$ . La humedad del aire ( $H_1$ ) es igual a la humedad de entrada o sea 0.01 Kg. de agua/Kg. de aire. La presión parcial de vapor del ortodoclorobenceno a la temperatura ( $t_1$ ) es de  $p_o = 2.080$  mm. de Hg., y la del paradoclorobenceno es de  $p_p = 1.420$  mm. de Hg. La impregnación en el aire de estos productos es de:  $h_o = 0.018$  Kg. de o-DCB/Kg. de aire, y  $h_p = 0.0122$  Kg. de p-DCB/Kg. de

aire.

## II.- Condensador.

### 1.- Alimentación.

- a).- Producto: Entra al condensador arrastrado por el aire.
- b).- Aire: Las condiciones de entrada de los gases al condensador son las mismas, que las de salida del cilindro rotatorio.
- c).- Líquido de enfriamiento: La temperatura ( $T_1$ ) promedio es de  $5^{\circ} \text{C.}$ , puesto que esta es la temperatura a la que permanece en el almacén.

### 2.- Descarga.

- a).- Producto: Sale en forma líquida junto con el líquido de enfriamiento.
- b).- Gases de salida: La temperatura ( $t_3$ ) es de  $12^{\circ} \text{C.}$  ya que como se indicó anteriormente la temperatura de rocío se considera de  $10^{\circ} \text{C.}$  y si llegáramos a esta empezaría a condensarse el agua y aunque esto no perjudica directamente al producto, pues es insoluble en agua, al pasar al cristizador causaría problemas por su congelamiento.

El aire sale saturado de los productos a  $12^{\circ} \text{C.}$ , por lo que su impregnación es de:  $h'_o = 0.0055 \text{ Kg. de o-DCB/Kg. de aire}$ , y  $h'_p = 0.0045 \text{ Kg. de p-DCB/Kg. de aire}$ .

- c).- Líquido de enfriamiento: Con base en que la temperatura de los gases de salida es de  $12^{\circ} \text{C.}$ , se calculó la salida del líquido como  $9^{\circ} \text{C.}$

**IV.- DESCRIPCION DEL SISTEMA DE PURIFICACION PROPUESTO.**

El sistema propuesto consta de tres equipos básicos adicionales a la planta de separación de diclorobencenos y estos son: un cambiador de calor, un cilindro rotatorio y un condensador de contacto directo. La descripción del equipo se hace siguiendo el flujo del aire.

El cambiador de calor es un banco de calentamiento de tubos de superficie extendida del tipo de aletas transversales. Los tubos por donde circula el vapor, están unidos en un extremo al tubo cabezal para la alimentación del vapor y en el otro al de eliminación de condensado.

El aire fluye del cambiador de calor al cilindro rotatorio por un ducto, el cual tiene una junta flexible que permite el desplazamiento del eje del equipo al variar su inclinación.

En la entrada del aire al cilindro está colocado el elemento primario que manda la señal sobre la válvula termostática de alimentación de vapor, la que controla la temperatura del aire en el rango de 35 - 40°C.

El cilindro tiene en cada uno de sus extremos una caja terminal. En la caja - en que está colocada la entrada del aire, también se encuentra la alimentación del producto, ésta se efectúa por medio de un transportador de gusano, el cual es movido por medio de un moto-reductor.

La salida está provista de una mirilla en su parte central, que se utiliza para observar la operación. En la parte superior se encuentra el ducto de salida de los gases, en la parte inferior están colocadas un par de compuertas de contrapeso que permiten la salida del producto sin fugas de aire. En el interior del cilindro se encuentran ocho aletas distribuidas radialmente, que tienen el objeto de exponer el producto a la corriente de aire obteniéndose de esta manera un mejor contacto.

El cilindro es movido por un motor a prueba de explosión con reductor de velocidad variable. Una llanta de rodamiento soporta y permite el libre rodamiento del cilindro. Tanto el cilindro como su equipo auxiliar está soportado en una estructura metálica, la cual está provista de un mecanismo para variar la pendiente del equipo.

El condensador de contacto directo es una cámara cerrada en cuyo interior es tán colocadas dos hileras de espreas, una enfrente de la otra, cada esprea tiene una válvula lo que permite que pueda operar un número variable de ellas, en caso de que la contracción de los gases sea muy baja.

El líquido de enfriamiento es bombeado a las espreas, atomizándolo y exponiéndolo a la corriente de los gases, los cuales entran a la cámara en la parte inferior opuesta al ventilador. El líquido cae en la parte inferior de la cámara y es recirculado o enviado al almacén.

Antes de la salida de los gases están colocadas una serie de mamparas que son utilizadas para despojar el líquido que los gases llevan por arrastre.

A la salida del condensador en la parte alta de la cámara, está colocado el ventilador que dá la energía de flujo al aire, éste es eliminado junto con los gases de orto y para-diclorobenceno que no se pudo recuperar.

Tanto a la entrada como a la salida de los gases y del líquido están colocados los termómetros que sirven para indicar las condiciones de operación de proceso. Un manómetro indica la presión del líquido que es bombeado a las espreas.



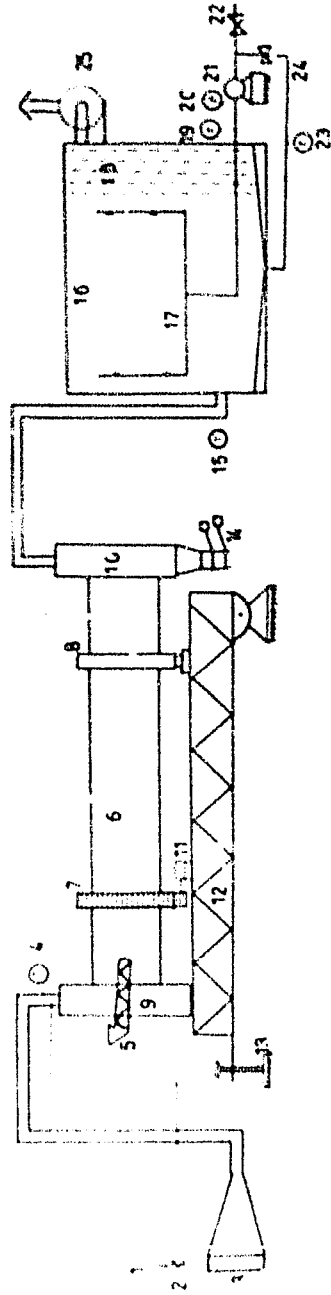


Diagrama de flujo del sistema de recuperación.

figura 2.

## Especificaciones de la Figura 2.

1. - Línea de entrada de vapor.
2. - Válvula termostática.
3. - Cambiador de calor.
4. - Termómetro.
5. - Alimentador.
6. - Cilindro rotatorio.
7. - Engrane para movimiento del cilindro.
8. - Soporte del cilindro.
9. - Caja de entrada.
10. - Caja de salida.
11. - Motor.
12. - Soporte estructural del cilindro.
13. - Mecanismo para dar inclinación al cilindro.
14. - Compuertas de contrapeso.
15. - Termómetro.
16. - Condensador de contacto directo.
17. - Espreas.
18. - Mamparas.
19. - Termómetro.
20. - Manómetro.
21. - Bomba para las espreas.
22. - Línea al tanque almacén de ortodichlorobenceno.
23. - Termómetro.
24. - Línea de recirculación.

V.- CALCULO DEL EQUIFO

Teniendo fijadas las condiciones de operación se procede al cálculo del equipo.

La producción promedio en la planta de obtención de diclorobencenos es de 150 Kg/hora, y corresponde según el análisis a 112.5 Kg/hora al sólido y 37.5 el líquido. Se estima que el 10% del sólido se vaporiza en el cilindro rotatorio. Esta última estimación está basada en las experiencias realizadas y en las consideraciones hechas en el capítulo de condiciones de operación.

A). Cantidad de aire necesaria para la operación.

Balace de calor. ( Ref. 1, 4, 8)

Calor sensible adquirido por el sólido.

$$Q_1 = w_1 c_p (T_2 - T_1)$$

Calor sensible adquirido por el líquido.

$$Q_2 = w_2 c_o (T_4 - T_3)$$

Calor de sublimación del sólido.

$$Q_3 = w_3 L_p$$

Calor latente del líquido.

$$Q_4 = w_4 L_o$$

Pérdidas de calor por radiación.

$$Q_5 = \text{Se tomará como 10\% del calor total.}$$

Calor cedido por el aire.

$$Q_6 = G c_a (T_5 - T_6)$$

$$Q_6 = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

$$G = \frac{w_1 c_p (T_2 - T_1) + w_2 c_o (T_4 - T_3) + w_3 L_p + w_4 L_o + Q_5}{c_a (T_6 - T_5)}$$

$$w_1 = 112.5 \text{ Kg/hora}; w_2 = w_4 = 37.5 \text{ Kg/hora}; w_3 = 11.25 \text{ Kg/hora.}$$

Calores específicos. ( c )

Paradichlorobenceno.	0.220 cal/g °C.
Ortodichlorobenceno.	0.296 cal/g °C.
Aire.	0.240 cal/g °C.

Calores latentes. ( L )

Paradichlorobenceno. ( 30° C. )	75.0 cal/g
Ortodichlorobenceno. ( 30° C. )	75.5 cal/g

$$T_1 = \text{Temperatura de entrada del sólido.} = 15^\circ \text{ C.}$$

$$T_2 = \text{Temperatura de salida del sólido.} = 27^\circ \text{ C.}$$

$$T_3 = \text{Temperatura de entrada del líquido.} = 15^\circ \text{ C.}$$

$$T_4 = \text{Temperatura de salida del líquido.} = 31^\circ \text{ C.}$$

$$T_5 = \text{Temperatura de entrada del aire.} = 40^\circ \text{ C.}$$

$$T_6 = \text{Temperatura de salida del aire.} = 31^\circ \text{ C.}$$

$$G = \frac{112.5 \times 0.220(27 - 15) + 37.5 \times 0.296(31 - 15) + 11.25 \times 75 + 37.5 \times 75.5 - 4149.6}{0.24(40 - 31)}$$

$$G = 2112.2 \text{ Kg. de aire/hora}$$

B) - Cambiador de calor

Cantidad de aire por calentar.	2112.2 Kg/hora. (4750 lb/h)
Temperatura de entrada del aire.	15.6 °C. (104 °F)
Temperatura de salida del aire.	40.0 °C. (104 °F)
Presión de vapor.	9.0 Kg/cm <sup>2</sup> (130 lb/in <sup>2</sup> )
Temperatura del vapor.	176.7 °C. (350 °F)
Calor latente del vapor ( λ )	491.0 cal/g (871 BTU/lb)
Calor específico del aire	0.24 cal/g °C.

Densidad del aire ( $\rho$ )

$$0.854 \text{ Kg/m}^3 \text{ (0.534 lb/ft}^3\text{)}$$

Viscosidad ( $\mu$ )

$$0.0173 \text{ centipoises.}$$

$$(0.042 \text{ lb/in hora})$$

Balace de calor, (Eel. 1 x 4)

$$Q = G (T_2 - T_1) = W_v \lambda$$

$$Q = 4750 \times 0.24 (102 - 60) = 52250 \text{ B U/ hora.}$$

$$W_v = \frac{Q}{\lambda} = \frac{52250}{871} = 60 \text{ lb de vapor/hora (27.3 Kg/hora).}$$

Masa velocidad en el lado de la coraza. Con una velocidad del aire de 10 ft/seg.

(3.048 m/seg.) se tendrá una masa velocidad de:

$$G_s = v \rho$$

$$G_s = 10 \times 0.534 \times 3600 = 1920 \text{ lb/hora ft}^2.$$

Sección transversal libre:

$$A_s = \frac{G}{G_s} = \frac{4750}{1920} = 2.47 \text{ ft}^2 \text{ (0.229 m}^2\text{)}$$

Se usarán para el cambiador tubos con aletas transversales.

El tubo será de 1/2 in. (2.54 cm.) 18 BWG y con aletas de 3/8 in.

(0.94 cm.) de altura, 20 BWG, distribuidas a 1/8 de in. (0.034 cm.)

entre una y otra.

Diámetro equivalente del tubo aletado. ( $D_m$ )

$$D_m = \frac{2(A_1 + A_2)}{\pi P_f}$$

$A_1$  = Área de las aletas por pie de tubo.

$A_2$  = Área descubierta del tubo.

$P_f$  = Perímetro proyectado.

Área de las aletas:

$$\text{Área de una aleta} = \frac{\pi}{4} (1.25^2 - 0.5^2) = 1.028 \text{ in}^2.$$

Área de las aletas por pie de tubo.

$$A_f = 1.028 \times 2 \times 8 \times 12 = 198 \text{ in}^2/\text{ft}.$$

Área descubierta del tubo: es igual al área total del tubo menos el área ocupada por las aletas.

$$A_o = \pi \times 0.5 \times 12 - \pi \times 0.5 \times 12 \times 8 \times 0.035 = 13.57 \text{ in}^2/\text{ft}.$$

Perímetro proyectado.

$$P_f = 2 \times 3/8 \times 2 \times 8 \times 12 - 2(12 - 8 \times 0.035 \times 12) = 161.3 \text{ in.}/\text{ft}.$$

$$D_o = \frac{2(198 + 13.57)}{\pi \times 161.3} = 0.835 \text{ in.} = 0.0695 \text{ ft}.$$

Número de Reynolds. ( $R_o$ )

$$R_o = \frac{D_o G_s}{\mu} = \frac{0.0695 \times 1920}{0.042} = 3135$$

Con el número de Reynolds se obtiene el factor  $J_f$ .

(Ref. 1, 16, 18)

$$J_f = 31$$

Coefficiente térmico de calor en el lado aletado de los tubos.

$$h_f = J_f \left( \frac{K}{D_o} \right) \left( \frac{c}{K} \right)^{1/3} \phi$$

$$h_f = 31 \left( \frac{0.017}{0.0695} \right) \left( \frac{0.24 \times 0.043}{0.017} \right)^{1/3} \times 1 = 6.47 \text{ BTU/hora ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

Coefficiente de transmisión de calor en el lado aletado de los tubos, corri-

do por el factor de ensuciamiento.

$$\text{Factor de ensuciamiento } R_{DO} = 0.003 \text{ ft}^2 \text{ hora } ^\circ\text{F}/\text{BTU}.$$

$$h'_f = \frac{\frac{1}{R_{DO}} \times h_f}{\frac{1}{R_{DO}} \times h_f} = \frac{333 \times 6.47}{333 \times 6.47} = 6.35 \text{ BTU/hora ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

Coefficiente térmico de calor corregido a la superficie interior de los tubos (Ref. 1, Gráf. 16, 13a.).

$$Y_b = \frac{0.035}{12 \times 2} = 0.00146$$

$$\frac{r_e}{r_o} = \frac{0.625}{0.250} = 2.5$$

$$z_e = z_o \sqrt{\frac{h'_i}{k \cdot Y_b}}$$

$$\frac{0.625 - 0.250}{12} \sqrt{\frac{6.35}{60 \times 0.00146}} = 0.296$$

y según la gráfica tenemos que:  $\lambda = 0.950$

$$h'_{fi} = (\lambda \times A_f + A_o) \frac{h'_i}{A_i}$$

$$h'_{fi} = \left( 0.950 \times \frac{198}{144} + \frac{13.57}{144} \right) \frac{6.35}{0.1052} = 84 \text{ BTU/hora ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Coefficiente de transmisión de calor para el fluido interno. Por ser vapor de agua setoma un valor conservador de:

$$h'_i = 1500 \text{ BTU/hora ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Coefficiente de transmisión de calor total con base en el área de calentamiento interior.

$$U_{di} = \frac{h'_{fi} \times h'_i}{h'_{fi} + h'_i} = \frac{84 \times 1500}{84 + 1500} = 79.54 \text{ BTU/hora ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Área de transmisión de calor referida al área interior de los tubos. El calor transmitido en el cambiador de calor es igual a:

$$Q = A_1 \times U_{di} \times \Delta t_{tm}$$

$$\Delta t_{tm} = \frac{(350 - 60) - (350 - 104)}{\ln \frac{350 - 60}{350 - 104}} = 280.25$$

$$\ln \frac{350 - 60}{350 - 104}$$

$$A_1 = \frac{Q}{U_{di} \times \Delta t_{tm}}$$



$$A_1 = \frac{52250}{79.54 \times 280.25} = 2.343 \text{ ft}^2$$

Superficie interna por banco.

$$A_1 = N_f \times L \times A_i$$

$N_f$  = número de tubos.

$L$  = longitud de los tubos.

$A_i$  = área interior del tubo.

$$N_f = \frac{2.34}{2 \times 0.01652} = 11.13$$

Por tanto se usarán 12 tubos con longitud de 2 ft.

Dimensiones del cambiador.

$$A_2 = (L \times 12) (Z \times 12) - N_f \times D_o \times L \times 12 - N_f (2 \times 0.035 \times 3/8 \times 8 \times 1 \times 12)$$

$$A_2 = (2 \times 12) (Z \times 12) - 12 \times 0.5 \times 2 \times 12 - 12 (2 \times 0.35 \times 3/8 \times 8 \times 1 \times 12) = 355.68 \text{ in.}$$

$$Z \times 12 = \frac{439.17}{24} = 18.29 \text{ in.}$$

$$Z = 1.524 \text{ ft.}$$

Por tanto el cambiador tendrá las siguientes dimensiones: Altura 46.5 cm.

(1.52 ft.); largo: 60.8 cm. (2.0 ft.) y ancho de 7.6 cm. (0.25 ft.)

Pérdidas por fricción en la coraza.

$$\Delta p = \frac{f G^2 L N}{5.22 \times 10^{10} \times D_v \times 5}$$

$$D_v = \frac{4 A_2}{\text{Per. Moj.}}$$

$$\text{Per. Moj.} = N_f (\pi \times D_o - N_o E_n + N_o (2H_o) - \times 1D)$$

$$\text{Per. Moj.} = 12 (\pi \times 0.5 - 192 \times 0.035 + 192 \times 2 \times 0.375) \times 84.$$

$$\text{Per. Moj.} = 1912 \text{ in.} = 132.7 \text{ ft.}$$

$$D_v = \frac{4 A_2}{\text{Per. Moj.}}$$

Con este nuevo diámetro equivalente obtenemos el Reynolds para las pérdidas por fricción.

$$R_e = \frac{0.0620 \times 1920}{0.042} = 2843$$

y en la gráfica 16, 18 de la ref. L obtenemos:

$$f = 0.00038$$

$$s = 0.00060$$

$$\Delta p = \frac{0.00038 \times 1920^2 \times 2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0620 \times 0.0006 \times 1} = 0.0108 \text{ psi.}$$

$$\Delta p = 0.229 \text{ in de Hg.}$$

C). - Cilindro rotatorio. (Ref. 4, 5, 6.)

Material alimentado 150 Kg/hora. (330 lib/hora)

Flujo de aire. 49 Kg/hora m<sup>2</sup> (100 lb/hora ft<sup>2</sup>)

Aire manejado. 2113.2 Kg/hora (4759 lb/hora)

Diámetro del cilindro:

$$D = \sqrt{\frac{4750}{0.785 \times 1000}} = 2.45 \text{ ft.}$$

Longitud de unidades de transferencia.

$$L_T = 0.1 \times c \times G_v^{0.84} \times D$$

$$L_T = 0.1 \times 0.24 \times 1000^{0.84} \times 2.45 = 19.9 \text{ ft/NT}$$

Número de unidades de transferencia. (N<sub>T</sub>)

$$N_T = \frac{T_1 - T_2}{\Delta T} = \frac{40 - 31}{\frac{(40-15) - (31-27)}{\ln \frac{25}{4}}} = 0.784$$

Longitud del cilindro.

Volumen del cilindro.

$$V_c = \frac{\pi D^2}{4} \times L = \frac{3.14 \times 6.05^2}{4} \times 15.67 = 74.43 \text{ ft}^3.$$

Retención del cilindro. (R)

$$R = 0.03 \times V_c \times \rho = 0.03 \times 74.43 \times 49.94 = 111.51 \text{ lb.}$$

$$0.03 \times V_c \times \rho = S \times \theta$$

$$R = S \times \theta$$

S = Material alimentado.

$\theta$  = Tiempo de retención.

$$\theta = \frac{111.51 \times 60}{330} = 20.2 \text{ minutos.}$$

$$\theta = \frac{0.35 L}{S_i N^{0.9} D} = 0.6 \beta L \frac{G_v}{G_f}$$

$$N = \frac{30}{D} = \frac{30}{2.45} = 12 \text{ r.p.m.}$$

$$\beta = 5.2 D^{-0.5} = 0.21$$

$$G_f = \frac{330}{4.75} = 69.4 \text{ lb/hora ft}^2.$$

$S_i$  = Inclinación del cilindro.

$$S_i = \frac{0.35 \times 15.67}{12^{0.9} \times 2.45 (20 - 0.6 \times 0.21 \times 15.67 \times \frac{100}{69.4})} = 0.00078 \text{ ft/ft.}$$

Número de aletas en el interior del cilindro.

$$N_{al} = 3 \times D = 3 \times 2.45 = 7.35 = 8 \text{ aletas.}$$

Las aletas son del tipo Dupont, con un ángulo de 135 grados entre la parte horizontal de 5 cm. y la inclinada de 2.1 cm..

Alimentador: Es del tipo gusano cerrado, para una alimentación de 0.186 m<sup>3</sup>/hora (6.6 ft<sup>3</sup>/hora), con una velocidad de 10 r.p.m., el alimentador tiene un diámetro de 11 cm.

(4 inch.), con 90% de su volumen ocupado.

Potencia necesaria para mover el cilindro.

Es igual a la suma de la potencia debida a la fricción ( $P_f$ ) más la potencia debida a la alimentación ( $P_a$ )

$$P_f = \frac{M \times B_d \times L \times N \times F \times 0.0000092}{R_d}$$

M = Peso total sobre los rodillos (Lb)

$B_d$  = Diámetro de la flecha del rodillo (pulgadas)

$R_d$  = Diámetro del rodillo. (pulgadas)

N = Velocidad de rotación. (r.p.m.)

F = Coeficiente de fricción.

$$P_f = \frac{1500 \times 1 \times 6 \times 12 \times 0.06 \times 0.0000092}{5} = 0.101 \text{ H.P.}$$

$$P_a = (D \times \text{sen } \beta)^3 \times N \times L \times K$$

D = Diámetro interior del cilindro. (ft.)

$\text{sen } \beta$  = Sen del ángulo de reposo. Se obtiene en función del procentaje del área transversal alimentada (3% como máximo) igual a 0.5.

L = Longitud del cilindro (ft).

K = Constante dependiente del material alimentado. Se toma un valor medio de 0.00188

$$P_a = (2.45 \times 0.5)^3 \times 12 \times 15.67 \times 0.0018 = 0.607 \text{ H.P.}$$

$$P_f + P_a = 0.101 + 0.607 = 0.708 \text{ H.P.}$$

El motor debe de ser 1/3 más grande que la potencia teórica  $0.708 \times 1.3 = 0.920 \text{ H.P.}$

Por tanto el motor tendrá una potencia de 1 H.P.

D) - Cámara de condensación.

Cantidad de líquido de enfriamiento necesario para la condensación. (W).

$$W c (T_2 - T_1) = w L_o = 2 c_o (T_2 - T_1) = w_4 c_p (T_2 - T_1)$$

$$W = \frac{w L_o = 2 c_o (T_2 - T_1) = w_4 L_p = w_4 c_p (T_2 - T_1)}{0.296 (9 - 5)}$$

$$W = \frac{37.5 \times 75 - 37.5 \times 0.296 (27 - 12) - 11.25 \times 75 - 11.25 \times 0.220 (27 - 12)}{0.296 (9 - 5)}$$

$$W = 4192.8 \text{ kg/hora (9224.16 lb/hora)}$$

$$= 10.8 \text{ lb/gal}$$

$$W = 9224.16 \times 60 / 10.8 = 14.23 \text{ gal/minuto}$$

El condensada consta de dos bancos de espresas opuestas, para evitar una gran caída de presión. El número de espresas es de cuatro por banco, las boquillas son de 5.1 mm. — (3/16 in.) de diámetro de orificio, cada espresa tiene un flujo de 7.56 l/min. (2 gal/min.) y cada una de ellas se puede trabajar en forma independiente. La presión en las espresas es de 1.75 Kg/cm<sup>2</sup> (25 lb/in<sup>2</sup>). Las dimensiones de la cámara son: 2.45 m. de largo — (8 ft.), 91 cm. de ancho (3 ft.) y 1.97 m. de alto (6ft. 6 in.)

#### Ventilador. (Ref. 3)

Se usa para el flujo de aire un ventilador de rotor centrífugo de aspas planas, con capacidad de 700 l/sq. (1482 ft<sup>3</sup>/min.) de aire. Es del tipo AW y vence una presión de 7.62 cm. de agua. (3 in. de H<sub>2</sub>O.) a 12 °C.

Se usa un motor a prueba de explosión, con una potencia de 0.85 H.P. calculada para la Ciudad de México, con una velocidad de 920 r.p.m.

La salida de los gases se efectúa por el ducto de descarga que tiene una longitud de 2m. de altura

VI.- ESTUDIO ECONOMICO

En este capítulo se determina tanto el valor del equipo como el valor de los servicios necesarios para efectuar la recuperación, y de esta manera determinar el grado de conveniencia de llevar a cabo o no la operación.

Para obtener los precios de los equipos, las referencias bibliográficas proporcionan varias métodos, con los cuales es posible estimar el costo de ellos, pero dado que el presente equipo es de tamaño reducido no hubo dificultad en obtener los datos reales, por medio de cotizaciones en forma directa.

La rentabilidad del equipo como se verá más tarde resulta muy elevada, pero esto solo indica la necesidad que tenía la planta de tener una mayor eficiencia, naturalmente esta rentabilidad resultaría un poco más baja si consideramos los gastos de administración, control de laboratorio etc., los cuales aumentan realmente, pero para simplificar el presente trabajo no consideramos cargo extra por los servicios que ya existían en la planta.

La eficiencia del proceso, que se toma como base fué obtenida por medio de determinaciones experimentales, habiendo resultado una eficiencia promedio de 64%.

Inversión necesaria.-

A.- Costo físico de la planta.

1.- Costo de los equipos de proceso.

a).- Cambiador de calor: Calentador de aire de 2160 cm<sup>2</sup>. de superficie alietada, compuesto de tubos de cobre de 1.27 cm. de diámetro (1/2 pulgada), altura de las aletas de 0.955 cm. (3/8 pulgada) y con una separación entre aleta y aleta de 0.37 cm. (1/8 pulgada). Incluye una válvula Klinger para alimentación de vapor y dos válvulas Klinger. filtro y trampa de vapor para la línea de condensado.

Costo . . . . . \$ 2,300.00

b).- Cilindro rotatorio.

Cilindro de 0.75 m. de diámetro por 5.0m. de largo, construido en lámina - de hierro de 6 mm. de espesor (1/4 pulgada) con ocho espas longitudinales. Incluye: cajas en las extremas, compuertas de inspección y descarga de sólidos, sellas de asbesto tremado, llantas de rodamiento, transmisión por catarinas, gusano alimentador con motor a prueba de explosión de 1/4 H.P., válvula de compuerta para descarga del producto, ducto de alimentación y descarga del aire con junta flexible, moto-reductor de 1.0 H.P. a prueba de explosión. Todo lo anterior montado en un soporte estructural con mecanismo para variar la inclinación.

Costo . . . . . \$ 66,528.00

c).- Cámara de condensación.

La cámara tiene una longitud de 1.98 m., una altura de 2.44 m. y un ancho de 1.44 m. Incluye sistema de atomización por boquillas, velocidad de retardo del líquido de 7.57 l/min. (2 gal/min.) y presión de 1.75 Kg/cm<sup>2</sup> (25 psi). Bomba de desplazamiento positivo con retorno integral (by pass), motor de 1/4 H.P. a prueba de explosión y mamparas para evitar el arastro del líquido.

Costo . . . . . \$ 21,100.00

d).- Ventilador.

Para una capacidad de 41.95 m<sup>3</sup>/min. (1482 ft<sup>3</sup>/min.) de aire, con motor de 1.0 H.P. a prueba de explosión y ducto de descarga de aire de 2 m. de altura.

Costo . . . . . \$ 6,520.00

Total del costo del equipo de proceso . . . . . \$ 96,448.00

2.- Montaje del equipo de proceso.

Por concepto de transporte del equipo y ensamble del mismo.

Costo . . . . . \$ 4,200.00

3.- Instrumentación.



Incluye: Válvula termostática Tylor modelo 36R de 1.27 cm. (1/2 pulgada) de diámetro. Tres termómetros con rango de 0 a 100° C. con carátula de 20.32 cm. (8 pulgadas) de diámetro y bulbo para aire. Dos termómetros de rango de - 20 a - 70° C. del mismo diámetro de carátula que los anteriores, pero con bulbo para líquido. Manómetro con rango de 0 a 3.0 Kg/cm<sup>2</sup>.

Costo . . . . . \$ 7,300.00

#### 4.- Instalación eléctrica.

Incluye: Interruptores, arrancadores y sistema de conducción de energía eléctrica, para los motores del guano alimentador, del cilindro rotatorio, de la bomba de las espesas y del ventilador. Toda la instalación a prueba de explosión.

Costo . . . . . \$ 1,200.00

#### Costo físico de la planta .

..... \$ 119,896.00

#### B.- Costos no físicos y contingencias.

##### 1.- Ingeniería y diseño de proceso.

Se considera como 10% del costo físico de la planta.

Costo . . . . . \$ 11,989.00

##### 2.- Contingencias del proyecto con proceso firme.

Se considera como 10% del costo físico de la planta.

Costos no físicos y contingencias.

..... \$ 23,978.00

Costo total de la planta. (Inversión fija)

Es igual a la suma de los costos físicos y de los costos no físicos y contingencias.

Sub-total . . . . . \$ 143,874.00--

#### C.- Capital de trabajo.

Efectivo	\$ 6,751.63-(1)
Crédito	\$ 13,503.26-(2)
Inventario	\$ 27,108.80-(3)
Total	\$ 47,363.69

Inversión total

Es la suma del costo total de la planta más el capital de trabajo.

Total . . . . . \$ 191,237.69

Costo de producción

## A. - Costos directos.

Materias primas	----- ( )
Energía eléctrica	102.35 \$/mes (5)
Vapor	97.20 \$/mes (6)
Mano de obra	----- (7)
Mantenimiento	590.00 \$/mes (8)
Sub-total	789.55 \$/mes.

## B. - Costos indirectos

Gastos de supervisión	----- (9)
Sobrecargos de la planta.	295.00 \$/mes (10)
Sub-total.	295.00 \$/mes.

## C. - Gastos generales.

Administración	----- (11)
Envases.	600.00 \$/mes
Control de laboratorio	----- (11)
Ventas.	2710.89 \$/mes (12)
Sub-total.	3310.89 \$/mes.

## D.- Gastos fijos.

Depreciación.	1,178.00 \$/mes (13)
Seguros y cargos fijos	1,178.00 \$/mes (13)
Sub-total	2,356.00 \$/mes.
Costo mensual de producción	6,751.63 \$/mes.
Costo de producción por kilogramo.	\$ 0.92 (14)

Notas.

- 1.- El efectivo tomado es el costo de la producción incrementada en un mes.
- 2.- Se toma como el costo de producción para dos meses.
- 3.- Se toma como el costo del producto incrementado en un mes.
- 4.- Debido a que solo es una ampliación del proceso consideramos que no hay cargo por materias primas.
- 5.- El costo del Kilowatt hora se consideró como \$ 0.23.
- 6.- El vapor que se utiliza en la planta se produce con gas y el costo de éste es de \$0.0341
- 7.- En la planta prestan sus servicios un oficial de primera y 2 de segunda, los cuales pueden atender sin dificultad la ampliación.
- 8.- Se considera como el 5% anual del capital fijo de inversión.
- 9.- La supervisión existe ya en la planta, por lo que no se puede considerar un gasto extra por ella.
- 10.- Se considera como 50% de la mano de obra, 50% de los gastos supervisión y 50% del mantenimiento, de lo anterior se observa que solo se toma en cuenta por el mantenimiento.
- 11.- Los gastos de administración, y control de laboratorio, quedan incluidos en los gastos de la planta.
- 12.- Los gastos de ventas se toman como 10% anual del valor del producto.

13.- Se considera como el 10% anual sobre el capital fijo de inversión.

14.- Este es el costo del producto recuperado.

### Rentabilidad

Como se indicó anteriormente la producción por hora al salir el producto de la centrifuga es de 150 Kg. y corresponde a 37.5 Kg. al ortodichlorobenceno y 112.5 Kg. Al paradichlorobenceno.

La eficiencia actual es de 64%, por lo que se pierden 13.5 Kg/hora de ortodichlorobenceno y 40.5 Kg/hora de paradichlorobenceno. Con el sistema de recuperación se estima que la eficiencia subirá a un 88% y de esta manera la pérdida solo sería de 6.46 Kg/hora de o-dichlorobenceno y 10.76 Kg/hora de paradichlorobenceno. Por tanto lo recuperado es 7.0 y 29.72 Kg/hora respectivamente.

El ritmo de trabajo normal en la planta es de 300 días al año, ocho horas día, por lo que el número de horas trabajadas anualmente es de 2400.

De lo anterior se calcula la recuperación anual.

Ortodichlorobenceno. 16,896.00 Kg.

Paradichlorobenceno. 71,328.00 Kg.

El valor promedio del ortodichlorobenceno en el mercado es de \$ 3.40 y el del paradichlorobenceno es de \$ 4.90.

El valor recuperado en un año, por concepto de paradichlorobenceno es de -- \$ 57,446.40 y por concepto de ortodichlorobenceno es de \$ 349,507.00 el total de ambos productos es de \$ 81,019.00 por tanto, las ganancias obtenidas son de \$ 325,933.44.

La rentabilidad de la ampliación la obtendremos de las cantidades obtenidas anteriormente, y se considera como la relación que existe entre las ganancias obtenidas y el capital fijo de inversión.

$$R = \frac{325,933.44}{191,237.69} \times 100\% = 170.43\%$$

VII.- CONCLUSIONES

La operación de recuperación y purificación es aconsejable que se lleve a ca  
bo por lo siguiente.

1. - La eficiencia es mejorada de 64% a 85% a bajo costo.
2. - Es de esperarse que el grado de pureza del paraclorobenceno pueda mejorarse consi  
derablemente.
3. - La inversión necesaria para la ampliación se recupera rápidamente.
4. - El costo de producción total disminuye, por lo que es posible una mayor ganancia.
5. - No son alterados los servicios, mano de obra, supervisión, control de laboratorio, etc.

**VIII.- BIBLIOGRAFIA**

- 1.- Kern Donald Q. Process Heat Transfer. Mc Graw-Hill, New York. (1950)
- 2.- Houghton O. B. & Watson S. N. Chemical Process Principles, John Siley & Sons, New York. (1950)
- 3.- Madison Richard P. Editor. For Engineering. Buffalo Forge Company. New York. (1949)
- 4.- Perry, John H. Chemical Engineer's Handbook. Mc Graw-Hill. New York. (1963)
- 5.- Friedman S. J. & Marshall W.R. Chemical Engineering Progress. 45 482,573. (1949)
- 6.- Ronco J.J. y Rivarola J.B. Industria y Química. (Buenos Aires). 18. 433-441 (1958)
- 7.- Bedingfield C.H. & Drew T.B. Industrial and Engineering Chemistry. 42. 1164. (1950)
- 8.- Othmer D.F. & Zudkevitch D. Industrial and Engineering Chemistry. 51. 791-796 - (1959).
- 9.- Chilton. Cecil H. Cost Engineering in Process Industries. Mc Graw-Hill. New York. (1960).
- 10.- Osburn J. O. & Kammermeyer K. Money and the Chemical Engineer. Prentice-Hall. N. Jersey (1958).
- 11.- Allis - Chalmers. Rotary Kilns for cement, lime and Chemical plants. Cat. 07B6368A