

UNIVERSIDAD IBERO AMERICANA  
INCORPORADA A LA U. N. A. M.  
FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

**ESTUDIO PRELIMINAR SOBRE LA PRODUCCION  
DEL HEXACLOROCICLOHEXANO**

TESIS PARA OPTAR AL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

CARLOS ROBLEDO SAHAGUN

MEXICO, D. F. 1959



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 MIS PADRES CON GRATITUD Y CARINO.

A MIS HERMANOS, ABUELITOS Y TIOS.

A LA FAMILIA CARRETERO.

A: DN. LUIS M. VEREA.  
DIRECTOR DE LA FACULTAD DE  
QUIMICA BERZELIUS.

AL: ING. QUIM. ANDREW SPEIRS.  
POR LA AYUDA PRESTADA PARA LA  
REALIZACION DE ESTE TRABAJO.-

AL: ING. QUIMICO LUIS J. SOTO.  
POR LA DIRECCION DEL MISMO.

A MIS COMPANEROS, AMIGOS Y MAESTROS.

## S U M A R I O

- I.- INTRODUCCION.
- II.- ANTECEDENTES.
- III.- BALANCE DE MATERIALES Y ENERGIA.
  - A).- BALANCE DE MATERIALES A PARTIR DE LAS EXPERIENCIAS DE LABORATORIO.
  - B).- BALANCE DE ENERGIA A PARTIR DE LAS EXPERIENCIAS DE LABORATORIO.
- IV.- CALCULO PRELIMINAR DE UN EVAPORADOR DE PELICULA.
- V.- ESTIMACION DE COSTOS.
  - A).- BASES PARA EL CALCULO.
  - B).- COSTO UNITARIO.
- VI.- CONCLUSIONES.
- BIBLIOGRAFIA.

C A P I T U L O I

I N T R O D U C C I O N

La fabricación de insecticidas constituye uno de los aspectos un tanto olvidados de la industria química nacional.

Esta rama de la industria es de una gran importancia para un país esencialmente agrícola como es el nuestro, en donde la demanda de este tipo de productos químicos es de consideración.

Actualmente este problema está siendo resuelto, -- pues se cuenta ya con instalaciones capaces de producir DDT que es uno de los insecticidas de mayor uso, por su comprobada efectividad y costo relativamente bajo.

Encontrándose en circunstancias semejantes, es decir a punto de fabricarse en México, el hexaclorociclohexano tal vez más conocido como B H C y que es el insecticida principalmente empleado para combatir las plagas del algodón.

El presente trabajo es una evaluación técnico económica preliminar sobre la producción del hexaclorociclohexano, basado en los datos obtenidos durante las -- pruebas efectuadas en el laboratorio; comprendiéndose -- en este estudio principalmente:

- 1.- Un Balance de materiales y calor.
- 2.- La revisión de las operaciones unitarias que -- lo componen, con especial mención para la evaporación.

- 3.- Una evaluación tecnico económica preliminar, -  
sobre las posibilidades de la fabricación de -  
dicha substancia en México.



C A P I T U L O   I I

A N T E C E D E N T E S

La tesis denominada "Cloración catalítica del benceno para la obtención del hexaclorociclohexano en el laboratorio"; proporciona al presente trabajo los datos experimentales necesarios

A continuación se mencionan los puntos principales de dicha tesis:

1.- La posibilidad del uso de cloro y benceno de fabricación nacional.

2.- Empleando tales materias primas y con las siguientes condiciones:

Uso de luz actínica como catalizador.

Temperatura de reacción: 30°C.

Cloración del 20% del benceno presente.

Duración de la reacción: 210 min. ( 3.5 hs. )

Duración de la evaporación: 120 min ( 2.0 hs. )

Es posible obtener un HCH con un contenido de aproximadamente el 14% de isómero gama, que es el isómero activo.

#### DESCRIPCION DEL PROCESO:

La fabricación del hexaclorociclohexano, puede efectuarse tanto en proceso continuo como intermitente; en la mayoría de las plantas existentes este último.

El proceso se puede dividir en dos partes:

1.- La reacción propiamente dicha.

2.- La separación del producto ( HCH ), de los materiales que no reaccionaron.

El primer paso incluye la reacción entre el cloro gaseoso y el benceno líquido; aceptando este seis átomos de cloro según la reacción:



Empleándose luz actínica como catalizador.

El desarrollo del proceso es el siguiente:

Una vez cargado el benceno en un reactor vidriado, se le empieza a añadir cloro en forma de gas, burbujendolo sobre el líquido. Iniciando al mismo tiempo la recirculación de la mezcla (benceno - cloro) a través de un sistema que comprende el paso bajo, la acción de la luz actínica, siguiendo después a un enfriador para regresar finalmente al reactor; utilizándose en este recorrido tubería de vidrio.

Esta recirculación tiene por objeto:

- 1.- Que la reacción se efectue, ya que para ello - requiere estar en presencia del catalizador, - que es en este caso la luz actínica.
- 2.- Como la reacción es exotérmica, y se desarrolla mejor a temperaturas más bien bajas (aproximadamente 30 °C ) se hace necesario eliminar el calor cedido durante la reacción, para lo cual pasa por el enfriador.

Este ciclo se continua el tiempo necesario para -- que reaccione la cantidad de benceno deseada, que en el presente caso será aproximadamente el 20% del benceno - presente.

La descripción del sistema empleado ayuda a formar se una idea del porqué solo una parte del benceno debe reaccionar. Como en la reacción se producen una mezcla de isómeros del hexaclorociclohexano, cuya solubilidad es muy diferente entre sí; es necesario disponer de una cantidad suficiente de benceno que actúe al mismo tiempo como solvente y vehículo, ya que dado el sistema empleado, la fluidez del líquido reaccionante debe ser -- tal que permita su circulación a través del sistema.

Segundo paso: una vez que se ha logrado que reaccione la cantidad deseada de benceno y que todo el cloro presente en la solución así mismo ha reaccionado. La mezcla benceno - HCH deberá pasar a un evaporador de película descendente que se encargará de eliminar la mayor cantidad posible de benceno, pasando los restos de éste y el HCH fundido a otro evaporador en donde por medio de un arrastre con vapor de agua se le eliminará casi totalmente, siendo recibido el producto fundido en charolas conteniendo agua; en donde ya cristalizado se le elimina ésta, procediéndose a continuación a extraer el HCH de las charolas ó moldes. Terminando en esta for

FIGURA I

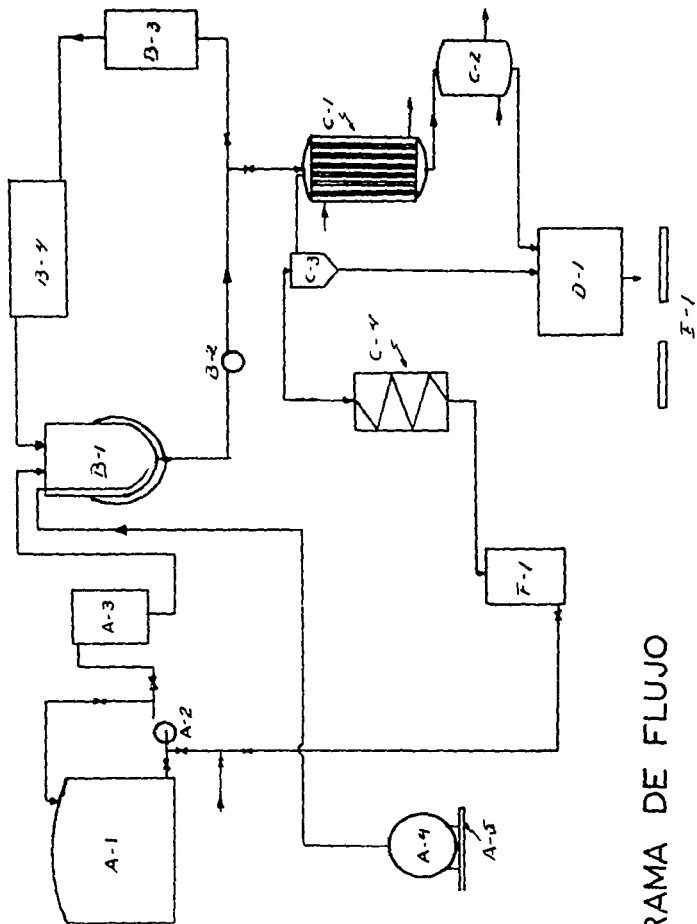


DIAGRAMA DE FLUJO

ma el proceso.

#### DIAGRAMA DE FLUJO.-

El diagrama de flujo propuesto lo muestra la figura I, está desarrollado según el sistema adoptado por - Vilbrant. Es decir a cada operación unitaria se le destina una letra, dándosele al equipo auxiliar de esa operación la misma letra y números progresivos.

Pudiéndose en esta forma apreciar fácilmente los - diferentes pasos del proceso en cuestión.

#### DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO.-

A-1 Tanque de almacenamiento para benceno.

A-2 Bomba

A-3 Secador de benceno. (Tanque conteniendo alúmina activada).

A-4 Tanque de cloro.

A-5 Báscula.

B-1 Reactor.

B-2 Bomba de recirculación.

B-3 Tubos de luz actínica.

B-4 Enfriador

C-1 Evaporador de película descendente

C-2 Evaporador para arrastre con vapor de agua.

C-3 Separador tipo ciclón.

C-4 Condensador.

D-1 Tanque de producto terminado.

E-1 Charolas de cristalización.

F-1 Tanque de condensado.

C A P I T U L O   I I I

B A L A N C E   D E

M A T E R I A L E S   Y   E N E R G I A

---



Ya que el consumo nacional de HCH, se encuentra sobre las 700 tons. anuales, de las cuales solo un 15% es de isómero gama; es decir de constituyente activo. El presente estudio se efectuará suponiendo una planta cuya capacidad sea de 60 tons/mes con un contenido del -- 14% de isómero gama, capacidad cercana a las necesida--des nacionales.

Los balances de materiales y calor se harán teniendo como base la reacción, es decir los cálculos serán - estequiométricos. Si bién para los datos de duración - de la reacción, % de benceno clorado, pérdidas, eficiencias de los evaporadores etc., se recurrirá a los datos obtenidos durante las experiencias efectuadas en el laboratorio.

#### BALANCE DE MATERIALES.-

Bases para el cálculo:

Se tomará como base la producción de un día es decier: 2400 Kgs. de HCH con un contenido de 14% de isómero gama.

Capacidad 60 tons/mes.

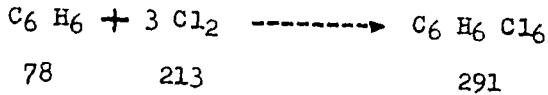
Mes de 25 días.

Dos turnos al día de 8 hs. cada uno.

Duración de la cloración: 210 min. ( 3.5 hs.)

Duración de la evaporación: 120 min. ( 2.0 hs.)

Clorando el 20% del benceno presente.



Cantidad de materias primas necesarias:

Benceno que pasará a HCH.

$$\frac{78 \times 2400}{291} = 643.3 \text{ Kgs. (1415.3 lbs.)}$$

ó sean 1415.3 lts.

d 0.878

Cantidad total de benceno empleada (el que va a -- reaccionar y el que actuará como solvente y vehícu lo).

$$\frac{643.3 \times 100}{20} = 3216 \text{ Kgs. (7075.2 lbs.)}$$

3670 lts.

Cloro total empleado.

$$\frac{213 \times 2400}{291} = 1756 \text{ Kgs. más un 5\% por pérdidas}$$
$$1843.8 \text{ Kgs. (4056.4 lbs.)}$$

Para el balance de materiales se considerarán como anteriormente se mencionó los dos pasos principales del proceso:

- 1.- Aquel en que se efectua la reacción y que está constituido por el reactor (B-1), la luz actínica (B-3) y el enfriador (B-4).
- 2.- El sistema de evaporación, básicamente formado por el evaporador de película (C-1) y el evapora dor con arrastre de vapor (C-2).

Reactor (B-1), luz actínica (B-3) y enfriador -- (B-4).

	ENTRA	SALE
Benceno	3216.0 Kgs.	2572.0 Kgs.
Cloro	1843.8 "	87.8 "
H C H	<u>                    </u>	<u>2400.0 "</u>
	5059.8 Kgs. (11131.6 lbs)	5059.8 Kgs.

Evaporador de película (C-1).

	ENTRA	SALE
Benceno	2572.0 Kgs.	(Vapor) 2411.0 Kgs.
		(Con el HCH) 161.0 "
H C H	<u>2400.0 "</u>	<u>2400.0 "</u>
	4972.0 Kgs. (10938.4 lbs.)	4972.0 Kgs.

Evaporador con arrastre de vapor de agua (C-2).

	ENTRA	SALE
Benceno	161.0 Kgs.	(Vapor) 97.0 Kgs.
		(Con el HCH) 64.0 "
H C H	<u>2400.0 "</u>	<u>2400.0 "</u>
	2561.0 Kgs. (5634.2 lbs.)	2561.0 Kgs.

Al salir de este evaporador el HCH lleva únicamente 64 Kgs. de benceno, pasando esta mezcla al tanque de producto terminado (D-1), es decir este recibirá 2400 - Kgs. de HCH y 64 de benceno.

Por otra parte, el benceno que ha sido separado pasa primeramente al condensador (C-4) y a continuación -

al tanque para condensado (F-1), el cual recibe 2508 --  
Kgs. de benceno.

RESUMEN.-

BENCENO.

Benceno que reacciona	643.3 Kgs.	20 %
" recuperado	2508.7 "	78 %
" perdido	<u>64.0 "</u>	<u>2 %</u>
	3216.0 Kgs.	100 %

COLORO

Necesario para la reacción.	1756.0 Kgs.	95.2 %
Exceso del 5% que se considera pérdidas	<u>87.8 "</u>	<u>4.8 %</u>
	1843.8 Kgs.	100.0 %

BALANCE DE CALOR:-

En este balance al igual que el anterior, la base tomada es la producción de un día.

Las variaciones térmicas en el proceso, se inician al pasar el cloro de la fase líquida a la gaseosa.

a) Cantidad de calor que va a absorber el cloro para cambiar de estado:

Cloro total empleado: 4056.4 lbs. (1843.8 Kgs.)

Calor de vaporización a 68 °F: 100.2 BTU/lb.

Calor absorbido:  $4056.4 \times 100.2 = 406.450$  BTU.

b) Calor desprendido durante la reacción:

Este calor es posible determinarlo de una manera aproximada, a partir de los datos obtenidos en el laboratorio empleando la fórmula;  $Q = wC_p(t_2 - t_1)$ .

w - lbs. de material.

$C_p$  - calor específico de la solución en BTU/lb °F.

$t_1$  - temperatura inicial en °F.

$t_2$  - temperatura final en °F.

Las experiencias de laboratorio indican que la masa total que reacciona, circula aproximadamente siete veces por hora a través del sistema.

La carga en el sistema al iniciarse la síntesis es de 7075.2 lbs. de benceno, al terminar la reacción es de 11,131.6 lbs.; es decir se le añadieron durante el transcurso del proceso 4056.4 -

libras de Cl.

Para los cálculos consideramos un valor intermedio entre los dos pesos.

$$\text{lbs. de benceno} + \frac{\text{lbs. de cloro}}{2} = 9103.9 \text{ lbs.}$$

Esta cantidad de libras será la que circule siete veces a través del sistema ó sean 63,727.3 libras - por hora.

El calor específico de la solución es desconocido, por lo cual hubo necesidad de estimarlo tomando como bases, el único valor del Cp del HCH encontrado en la literatura y el del benceno a la temperatura en que se efectúa la reacción, dando como resultado 0.32. Las temperaturas fueron determinadas en el laboratorio.

Substituyendo en la fórmula nos quedará:

$$Q = 63,727.3 \times 0.32 \quad (87.8 - 68)$$

$$Q = 404,000 \text{ BTU/h}$$

Como anteriormente se indicó, el día comprende -- dos turnos, efectuándose una reacción en cada turno. Siendo la duración de la reacción de 3.5 hs., - se tiene que el calor total desprendido es de:

$$Q = 2,820,000 \text{ BTU}$$

La eliminación de este calor está a cargo del --- reactor (B-1) y del enfriador (B-4).

Cálculo del area de enfriamiento necesaria:

$$Q = U A \Delta t_m$$

Empleando para este enfriamiento, agua con una -- temperatura a la entrada de 68 °F y a la salida de 82.2 °F para obtener la mezcla de benceno - HCH a 73.2 °F.

Para el cálculo de  $t_m$  se determina la media loga rítmica de las diferencias de temperaturas:

$$M.L.D.T. = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{t_2}{t_1}} = 9.15 \text{ } ^\circ\text{F}$$

El coeficiente de transmisión total de calor  $U$ , - es el recomendado Donald Q Kern para casos semejan- tes y que está dado en BTU/h (pie cuadrado) °F.

$$A = \frac{404,000}{80 \times 9.15} = 550 \text{ pies cuadrados (50 m}^2\text{)}$$

Lo amplio de esta area de enfriamiento se debe a lo bajo de los coeficientes de transmisión de calor asi como, a lo pequeño de la media logaritmica de - las diferencias de temperaturas.

c) Evaporador de pelicula descendente (C-1).

Calor necesario para evaporar 5304.2 lbs. de ben- ceno (2411 kg.).

$$Q = wC_p (t_e - t_a) + w_l$$

w - lbs. de solución diluida alimentadas al evapo- rador.

Cp - calor específico en BTU/lb °F.

te - temperatura de ebullición de la sol. en °F.

ta - temperatura de alimentación de la sol. °F.

$\Delta w$  - libras de benceno evaporadas.

l - calor de vaporización del benceno BTU.

Para la capacidad calorífica (Cp) de la solución se siguió el criterio citado anteriormente. Las -- temperaturas de alimentación y de ebullición de la solución fueron determinadas en el laboratorio.

Substituyendo en la fórmula:

$$Q = 10,938 \times 0.23 (185 - 86) + 5304.2 \times 112$$

$$Q = 843,100 \text{ BTU}$$

d) Evaporador con arrastre de vapor de agua (C-2).

Calor necesario para eliminar 213.9 lbs. de benceno.

Para determinar la cantidad de vapor necesario para esta operación, se efectuó en el laboratorio la siguiente prueba: se realizó el arrastre y la mezcla de vapores de benceno y agua obtenidos, eran -- condensados por medio de un refrigerante. Dicha mezcla se dejó reposar separandose en esta forma ambos componentes, midiendose a continuación las cantidades obtenidas de cada componente; encontrandose de este modo que una libra de vapor arrastraba una libra de benceno.



lbs. de vapor necesarias: 213.4 (97 Kgs.).

calor cedido por el vapor: 1150.4 BTU/lb.

Siendo entonces el calor necesario de 24,500 BTU.

e) Condensador.

Este deberá eliminar el calor latente y el calor\_sensible que lleven los vapores, así como bajar la temperatura del líquido para evitar pérdidas.

Para el presente cálculo consideraremos que el -- grado de sobrecalentamiento es nulo, debido al corto tiempo de exposición a altas temperaturas.

$$Q = wC_p (t_a - t_b) + w l$$

w - cantidad de benceno por condensar.

C<sub>p</sub> - calor específico del benceno.

t<sub>a</sub> - temperatura a la que entra el vapor.

t<sub>b</sub> - temperatura a la que se va a enfriar.

l - calor latente de vaporización.

Substituyendo:

$$Q = 5304.2 \times 0.43 (162 - 86) + 5304.2 \times 102$$

$$Q = 770,000 \text{ BTU}$$

Area de condensación necesaria:

Empleando agua a 68 °F que saldrá a 140 °F.

$$Q = 192,500 \text{ BTU/h}$$

$$Q = U A \Delta t_m$$

El coeficiente total de transmisión de calor empleado, es el recomendado por Donald Q Kern para ca

ses semejantes.

En esta ecuación es necesaria la media logarítmica de la diferencia de temperaturas.

$$M.L.D.T. = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1}{t_2}} = 55 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Substituyendo en la ecuación del area:

$$A = \frac{192,500}{55 \times 75} = 48 \text{ pies cuadrados. (4.3 m}^2\text{)}$$

RESUMEN.-

	ENTRA	SALE
Calor cedido por - la reacción.		2,820,000 BTU
Calor absorbido -- por el cloro	406,450 BTU	
Calor suministrado para la evapora- ción del C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	843,100 "	
Calor suministrado en el arrastre	<u>24,500 "</u>	<u>                    </u>
	1,274,050 BTU	2,820,000 BTU

# C A P I T U L O I V

## CALCULO PRELIMINAR DE UN EVAPORADOR DE PELICULA

---

DURANTE el desarrollo de este trabajo, se ha producido un gran número de datos que en este proceso son los pasos principales:

- 1.- La reacción propiamente dicha.
- 2.- La separación del producto obtenido de los metales que no reaccionaron.

El primer punto de este trabajo con bastante amplitud en la tesis denominada "Oxidación catalítica del benzeno para la obtención del nitrato en el laboratorio" y que ha facilitado al presente trabajo los datos experimentales necesarios para el desarrollo.

El segundo punto é sea la evaporación del benzeno y en particular el evaporador de película descendente -- por el valor que tiene para el proceso en sí, será tratado en el presente capítulo.

#### TIPO DE LA EVAPORACIÓN.-

Existen dos de los factores fundamentales que afectan la capacidad de un evaporador:

- 1.- Calor que se va a transmitir.
  - 2.- Transmisión de ese calor.
- Calor que se va a transmitir:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 \quad (1)$$

Representando en esta fórmula:

$Q_1$  - calor sensible en fase líquida.

$q_2$  - calor latente de evaporación.

$q_3$  - calor de solución.

$q_4$  - calor de cristalización.

$q_5$  - pérdidas de calor.

Siendo los fundamentales  $q_1$  y  $q_2$ ;  $q_3$  se toma en --- cuenta cuando sus valores no son despreciables respecto a los dos anteriores, tomándose el mismo criterio respecto a  $q_4$ . Para  $q_5$  si el equipo se aísla debidamente se puede igualmente despreciar.

La forma de calcular los valores de  $q_1$  y  $q_2$  es:

$$q_1 = w_0 C_p (t_e - t_a) \quad (2) \text{ en donde:}$$

$w_0$  - peso de solución diluida.

$t_e$  - temperatura de ebullición de la solución.

$t_a$  - temperatura de alimentación de la solución.

$C_p$  - calor específico.

Para  $q_2$  se tiene:

$$q_2 = w l \quad (3)$$

$\Delta w$  - peso de solvente evaporado.

$l$  - calor latente de vaporización a  $t_e$ .

$$\Delta w = w_0 - w_f \quad (4) \text{ siendo:}$$

$w_0$  - peso de solución diluida.

$w_f$  - peso de solución concentrada.

Cuando no hay cristalización como en el presente caso, se puede calcular:

$$\Delta W = w_c \left( 1 - \frac{C_o}{C_f} \right) \quad (5) \quad \text{donde:}$$

$C_o$  - concentración inicial.

$C_f$  - concentración final

Relación de concentración y pesos:

$$w_o C_o = w_f C_f \quad (6)$$

Pasando a la segunda variable, es decir a la transmisión del calor calculado:

$$\frac{x}{\theta} = U A \Delta t \quad (7)$$

$\Delta t$  - diferencia de temperaturas entre el medio que calienta y el calentado.

$A$  - area de calentamiento.

Analizando la ecuación:

$U$  ó sea el coeficiente total de transmisión de calor, es igual:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_v} + \frac{x}{k} + \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} \quad (8)$$

Se encuentra afectado por los coeficientes de transmisión de calor de:

$h_v$  - resistencia de la película de vapor que se está condensando.

$\frac{x}{k}$  - resistencia de la pared metálica.

$h_1$  - incrustación.

$h_2$  - resistencia de la película de líquido.

Valor de  $t$ :

$$\Delta t = (t_c - t_e) \quad (9)$$

$t_c$  - temperatura de condensación del vapor.

$t_e$  - temperatura de ebullición de la solución.

Una vez dadas las bases generales para el cálculo, se procederá al problema en sí:

Como antes se mencionó, una vez efectuada la reacción es necesario separar el producto del benceno que no reaccionó; siendo el evaporador de película el primer paso de dicha separación.

A continuación se proporcionan algunos de los datos básicos para el cálculo de dicho evaporador.

Al efectuarse la sustitución de los valores en las ecuaciones, se hará referencia a ellas por medio de un número para evitar repeticiones innecesarias, sólo se anotarán las ecuaciones que no se hayan mencionado previamente.

Se tiene una solución de hexaclorociclohexano benceno a una concentración del 48% en peso y se desea concentrar hasta el 93.7%, se tiene una presión de trabajo de 23 pulgadas de mercurio. Se dispone de vapor de 30 lbs./pulg.<sup>2</sup> manométricas. La temperatura de alimentación es de 30 °C (86 °F), finalmente se requieren 1400 lbs./h (636.4 Kgs/h) de solución concentrada.

Para conocer la cantidad de solución diluida que es necesario alimentar al evaporador por hora, se despeja

$w_0$  de la ecuación (6) obteniéndose:

$$w_0 = 2733 \text{ lbs/h}$$

Una vez conocidos  $w_0$  y  $w_f$  es posible calcular  $\Delta w$ , para lo cual se pueden utilizar las fórmulas marcadas con los números (4) ó (5) teniendo en esta forma:

$$\Delta w = 1333 \text{ lbs/h}$$

El valor de  $\Delta t$  es posible determinarlo, pues se conocen tanto la temperatura de ebullición de la solución, la cual fué determinada en el laboratorio y que es de  $65^\circ\text{C}$  ( $185^\circ\text{F}$ ) como la temperatura de condensación del vapor empleado que se encuentra en tablas y que es de  $274^\circ\text{F}$ ; substituyendo los valores en la ecuación (9) se tiene:

$$\Delta t = 89^\circ\text{F}.$$

Con este dato es posible determinar el coeficiente total  $U$ , haciendo la lectura en gráficas en las cuales se encuentra  $U_z$  (siendo  $z$  la viscosidad expresada en ctp) contra  $t$ , pero para mayor seguridad y considerando que los coeficientes de transmisión de calor para evaporadores de película son más bajos que para los de inmersión; se calculó  $U$  por medio de las ecuaciones y tablas dadas para este caso por Herman J. Stoeber en su libro "Transmisión de calor y sus aplicaciones".

Para determinar el coeficiente de vapor  $h_v$ , se utilizaron las tablas y gráficas basadas en la ecuación si



guiente dada por Kirkbride, para la condensación en forma de película de vapores puros sobre tubos verticales:

$$\left( h \frac{u^2}{k^3 r^2 g} \right)^{1/3} = 0.0064 \left( \frac{w'}{u D} \right)^{0.4}$$

En donde:

h - coeficiente laminar de convección.

u - viscosidad absoluta.

k - conductividad térmica.

r - densidad.

g - aceleración de la gravedad.

w' - velocidad de condensación.

D - diámetro interno del tubo.

Obteniéndose:  $h_v$  - 4290 BTU/pie cuadrado,  $h$ , °F.

Para calcular  $h_1$  se empleó la ecuación de Coburn y Hougen:

$$h_1 = 0.128 \left( \frac{k^3 r^2 C_p B (\Delta t)}{u} \right)^{1/3}$$

Representando:

$C_p$  - calor específico.

B - coeficiente térmico de expansión.

$\Delta t$  - diferencia de temperatura.

El significado de las restantes literales se encuentra mencionado con anterioridad.

La conductividad térmica y el coeficiente térmico

de expansión del HCH, son datos que no se encuentran en la literatura, por lo cual se hizo necesario estimar--- los, tomando como base los de algunos compuestos de composición química semejante.

En esta forma se obtuvo:

$$h_1 = 159 \text{ BTU/pie cuadr. h } ^\circ\text{F.}$$

El valor de  $\frac{x}{k}$  leído en tablas es de:  $\frac{0.065}{34.4}$

$h_1$  se despreció por no considerarse necesario en este cálculo preliminar.

Una vez substituidos los valores en la ecuación -- (8), el resultado obtenido es de:

$$U = 119 \text{ BTU/pie cuadr. } ^\circ\text{F.}$$

Con estos datos, es posible calcular el area de calentamiento necesaria; substituyendo las ecuaciones (2) y (3) en (1) e igualando el resultado con la ecuación (7), pudiendose en esta forma despejar el area.

Siendo conocidos todos los datos necesarios con excepción del  $C_p = 0.23$  y el calor latente de vaporización igual a 112 BTU/lb.

Resultando el area de 19.96 pies cuadrados ó sean 1.85 metros cuadrados.

C A P I T U L O V

ESTIMACION DE COSTOS

A continuación se presenta una estimación preliminar del costo de producción del HCH.

Debido a la índole preliminar del trabajo, los precios de equipo se basan en datos de catálogos y publicaciones especiales, por lo tanto deben considerarse como aproximados.

BASES PARA EL CALCULO.-

Planta capaz de producir 2400 Kgs. diarios de HCH, base 14% de isómero gama. Trabajando dos turnos de 8 - horas cada uno.

A.- CAPITAL DE INVERSIÓN REQUERIDO.-

1.- Estimación del Activo Fijo:

a) Terreno:

2500 m<sup>2</sup>, a \$ 40.0 m<sup>2</sup>- \$ 100,000

b) Edificio:

800 m<sup>2</sup> construidos a  
\$ 250.0 m<sup>2</sup>. " 200,000

c) Maquinaria y Equipo:

2 tanques para almacenamiento de benceno, -  
con capacidad para --  
15000 lts. c/u, horizontales de 5 m. de -  
largo por 2 m. de diámetro construidos de

Fe. - - - - -	\$ 30,000
1 Bomba para benceno, tipo centrífuga, para 50 gal/min., motor a prueba de explosión, de 1 HP. - - - - -	" 4,000
1 tanque para secado de benceno, con 200 - kilos de alumina acti vada, de Fe tipo ver tical de 60 cms. de - diámetro por 90 cms.- de altura. - - - - -	" 5,000
1 báscula con capaci dad para 3 tons. - -	" 7,000
1 reactor vidriado ti po Pfaudler, con cha queta de enfriamiento (81 pies cuad.) para 750 gals. (2840 lts.)	" 90,000
1 bomba para recircu lación de Karbate, mo tor de 1 HP a prueba de explosión con capa cidad para 50 gal/min	" 20,000

2 tubos de luz actínica de 4500 watts. c/u.	\$ 12,000
1 enfriador de cascada, de 479 pies <sup>2</sup> de área, formado de tubo de vidrio de 2 pulg. de diám. interno.	" 140,000
1 evaporador de película descendente, con área de calentamiento de 2 m <sup>2</sup> , tubería de Fe con baño de Ni.	" 20,000
1 evaporador con arrastre de vapor de agua, para eliminar 50 Kgs/h de C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> .	" 10,000
1 separador tipo ciclón.	" 6,000
1 condensador para benceno con área de 48 pies <sup>2</sup> , de tubería de vidrio de 2 pulg. de diám. interno.	\$ 20,000
1 tanque de Fe, para producto terminado,	-

de los revisitos (31% sobre el costo del equipo instalado) - - - - \$ 296,000

ACTIVO FIJO \$ 1,631,000

Activación del Capital de Trabajo:

Prima. (1 mes) - - - - - \$ 20,000

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - \$ 29,538

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - " 27,790

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - " 195,000

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - " 20,000

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - " 300,000

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - \$ 702,328

Un total de un 5% de pérdidas de café, beneficiado, 20 kilos a 2,140 kg. - - - - - \$ 2,333,328

Equipamento de 400	
unidades de Viduato por	
instalação de testes, - -	\$ 4,000
Equipamento de 400 para	
bandeira e manobra de	
equipamento de 400	
unidades de testes, - -	" 4,000
Equipamento de 400 para	
teste de manobra, teste 17	
- 1/2, - - - - -	" 200,000
Equipamento de 400 hp	
salvamento, - - - - -	" 40,000
Equipamento, - - - - -	" 40,000
Equipamento de 400 hp	
equipamento de teste, teste 17	
- 1/2, - - - - -	" 40,000
Total para o sistema,	\$ 700,000
(d) Equipamento de 100	
unidades de teste, teste 17	
- 1/2, - - - - -	" 40,000
(e) Equipamento de 100	
unidades de teste, teste 17	
- 1/2, - - - - -	" 40,000
Total para o sistema,	\$ 80,000



f) Imprevistos (30% sobre el costo del equipo instalado) - - - -	<u>\$ 296,000</u>
TOTAL ACTIVO FIJO	\$ 1,631,000

2.- Estimación del Capital de Trabajo:

a) Materia Prima. (1 mes) incluido un 5% de pérdidas de c/u., benceno: 20,094 kilos a \$ 1.47 Kg.; - - - - -	\$ 29,538
cloro: 46,752 kilos a \$ 1.45 Kg. - - - - -	" 67,790
b) Producto terminado. (1 mes) 60,000 Kgs. a \$ 3.25 Kg. - - - - -	" 195,000
c) Dinero en efectivo. (1 mes de nómina) - - - - -	" 20,000
d) Cuentas por cobrar. (2 meses de venta de producto) - - - - -	" 390,000
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	<u>\$ 702,328</u>
CAPITAL TOTAL REQUERIDO - - - - -	\$ 2,333,328

B.- COSTO UNITARIO.-

Bases:

Producto - HCH con un contenido de 14% de isómero ga

ma.

Capacidad - 2400 Kgs/día.

Producción - 60 toneladas mensuales.

2 turnos al día de 8 horas cada uno.

COSTOS DIRECTOS.-

	Costo/mes	Costo/Kg
a) materias primas.		
benceno: 20,094 Kgs. a		
\$ 1.47 Kg. - - - - -	\$ 29,538	
cloro: 46,752 a \$ 1.45		
kilo - - - - -	" 67,790	
	\$ 97,328	\$ 1.622
b) Envases.		
unidades de 25 Kgs. -		
2,400 unidades a \$1.50	" 3,600	" 0.060
c) mano de obra de opera-		
ción.		
2 operadores por turno		
con sueldo mensual de		
\$ 600.00. - - - - -	" 2,400	
2 ayudantes por turno		
con sueldo de \$ 450. -	" 1,800	
	\$ 4,200	" 0.070
d) Supervisión de opera-		
ción.		

	Costo/Des	Costo/Kg
1 Ing. Quím. por turno		
a \$ 3,000 - - - - -	\$ 6,000	\$ 0.100
e) Servicios generales.		
combustible 10,000 lts.		
a \$ 0.15 lt. - - - - -	" 1,500	
Electricidad 10,000 -		
KWH a \$ 0.25 KWH.- - -	" 2,500	
Agua 1500 m <sup>3</sup> a \$ 0.20		
metro cubico - - - - -	" <u>300</u>	
	\$ 4,300	\$ 0.071
f) mantenimiento.		
(8% anual sobre costo		
de equipo) - - - - -	" 4,700	" 0.078
g) Refacciones de opera-		
ción.		
(20% de mantenimiento		
y mano de obra de ope-		
ración). - - - - -	" 1,780	" 0.029
h) Laboratorio de control		
1 químico - - - - -	" 1,800	" 0.030
1) Varios - - - - -	" <u>1,000</u>	" <u>0.016</u>
TOTAL COSTOS DIRECTOS	\$ 124,708	\$ 2.076
COSTOS INDIRECTOS.-		
a) Administración.		

	Costo/mes	Costo/Kg
1 Gerente de planta. -	\$ 5,000	
1 Secretaria.- - - - -	" 800	
Contabilidad a cargo - de compañías especiali- zadas. - - - - -	<u>" 1,000</u>	
	\$ 6,800	\$ 0.113
b) Gastos de distribución y ventas.		
(2% sobre ventas)- - -	" 3,900	" 0.065
c) Impuestos sobre Ingre- sos Mercantiles.		
(3% sobre ventas)- - -	<u>" 5,850</u>	<u>" 0.098</u>
TOTAL COSTOS INDIRECTOS	\$ 16,550	\$ 0.275
CARGOS FIJOS.-		
a) Depreciación.		
amortización edificio		
a 20 años. - - - - -	" 834	
depreciación de equipo		
en 10 años. - - - - -	<u>" 6,250</u>	
	\$ 7,084	" 0.118
b) Seguros.		
(2% anual sobre inver- sión fija) - - - - -	<u>" 2,410</u>	<u>" 0.040</u>
TOTAL CARGOS FIJOS.	\$ 9,494	\$ 0.158

RESUMEN:-

	Costo/mes	Costo/Kg	%
COSTOS DIRECTOS	\$ 124,708	\$ 2.076	82.74
COSTOS INDIRECTOS	\$ 16,550	\$ 0.275	10.96
CARGOS FIJOS	\$ 9,494	\$ 0.158	6.30
	<hr/>	<hr/>	<hr/>
	\$ 150,752	\$ 2.509	100.00

De acuerdo con los datos mencionados, el costo de fabricación por kilogramo de producto con un contenido de isómero gama es de \$ 2.51, siendo aproximadamente el precio de venta de \$ 3.25.

# GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

ILES \$

195

156

112

78

39

0

20

40

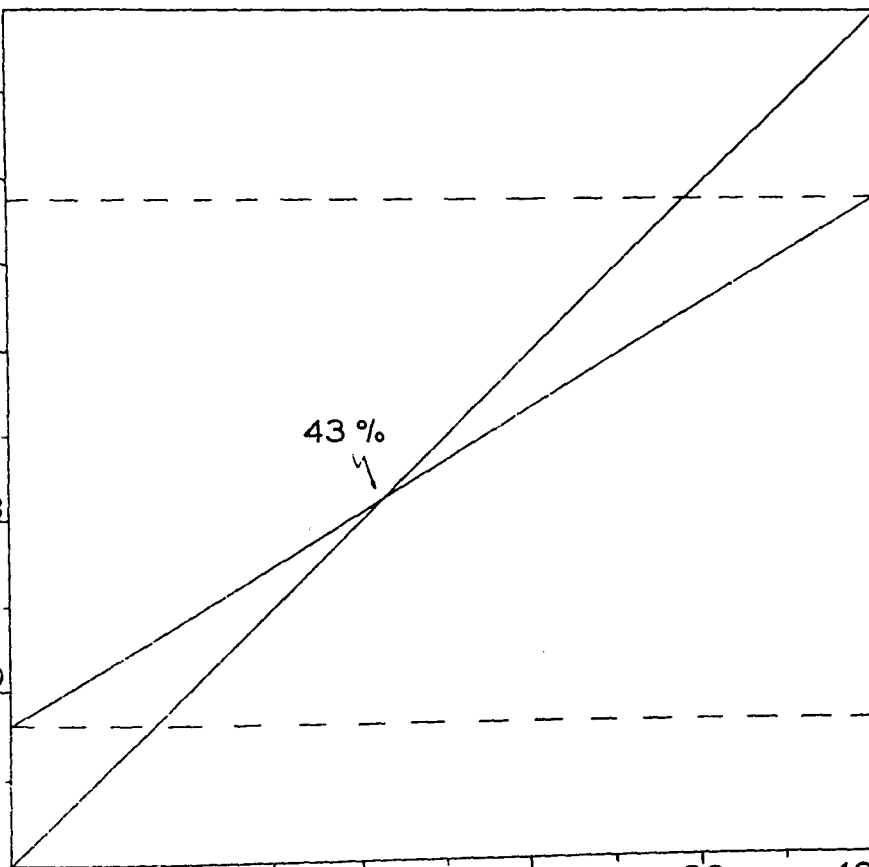
60

80

100 %

CAPACIDAD

43 %



C A P I T U L O V I

C O N C L U S I O N E S

- 1.- Por las experiencias efectuadas en el laboratorio, se demostró la posibilidad de la elaboración de -- hexaclorociclohexano con un contenido de 14% de isómero gama. La extrapolación efectuada a partir de estos datos a unidades comerciales estipuladas y estimadas en el presente trabajo, arrojan la posibilidad de la obtención económica de este producto.
  
- 2.- En algunos de los equipos mencionados y en especial la evaporación, es recomendable corroborar los datos obtenidos con un equipo experimental.
  
- 3.- El costo de producción de \$ 2.51 por kilo y el precio de venta de \$ 3.25 kilo, permiten obtener una recuperación del capital del 20 % anual, quedando un margen para algunos gastos que no hubieran sido considerados.



## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Donald G. Kern,  
Process Heat Transfer,  
McGraw Hill Book. New York 1951.
- 2.- Frank C. Tombrand Ph. D.  
Chemical Engineering Plant Design,  
McGraw Hill Book Co. Inc. New York 1949.
- 3.- Herman J. Stover.  
Transmisión de Calor y sus Aplicaciones.  
Ediciones Librería del Colegio 1951.
- 4.- James Ostery & Carl Hammermeyer.  
Money and de Chemical Engineer.  
Prentice - Hall Inc. 1958.
- 5.- Walker, Lewis, Moldaus and Gilliland.  
Principles of Chemical Engineering  
McGraw Hill Co. Inc. 1937 New York.
- 6.- John E. Perry Ph. D.  
Chemical Engineers' Handbook.  
McGraw Hill Book Co. Inc. New York 1950.
- 7.- McGraw Hill Editors  
Data and Methods of Cost Estimations.  
McGraw Hill New York 1952 - 1953.

8.- Carlos Robledo S.

Cloración Catalítica del benceno para obten---  
ción del Hexaclorociclohexano. Tesis 1959.

9.- manual For Design, Engineering & Installation.

Corning Glass Works. Corning New York.

10.- Cascade Coolers.

Corning Glass Works. Corning New York.

11.- Scotch Marine Boilers.

Lookout Boiler & Manufacturing.

12.- Fairbanks Morse.

Hydraulic Handbook. Chicago 1954.