

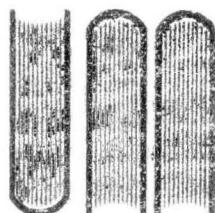
01CNE
500.00

27 ENE. 1986

Visto Bueno
27/XI/85
García J. Verdine

UNIVERSIDAD DE MONTERREY

DIVISION DE CIENCIAS NATURALES Y EXACTAS



UNIVERSIDAD
DE MONTERREY

Clasif.
040.66
F 634a
1985
e.1

Título
ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA
PRODUCTORA DE DICLORO ETANO

REPORTE DEL PROGRAMA DE EVALUACION FINAL

Autor QUE PRESENTA
RAMON JOSE FLORES DOMINGUEZ

EN OPCION AL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

folio
900572

BIBLIOTECA
UNIVERSIDAD DE MONTERREY

MONTERREY, N. L.,

DICIEMBRE DE 1985

A mis padres, mis abuelos, maestros, compañeros y amigos, que de una forma u otra ayudaron a realizar esta etapa de mi aprendizaje.

INDICE

| | PAGINAS |
|-----------------------------|---------|
| Indice | i |
| Introducción | ii |
| CAPITULO I | |
| Análisis producción consumo | 1-2 |
| CAPITULO II | |
| Métodos de obtención | 1-16 |
| CAPITULO III | |
| Proceso seleccionado | 1-4 |
| CAPITULO IV | |
| Balance de materia | 1-5 |
| CAPITULO V | |
| Balance de energia | 1-13 |
| CAPITULO VI | |
| Diseño de equipo | 1-5 |
| CAPITULO VII | |
| Localización de la planta | 1-3 |
| CAPITULO VIII | |
| Análisis económico | 1-10 |
| CONCLUSIONES | |
| APENDICE | |
| BIBLIOGRAFIA | |

INTRODUCCION

El presente trabajo pretende establecer un panorama general de la fabricación del 1,2-dicloroetano .

Al finalizar este estudio se tendrá un enfoque tal, que podrá contarse con los elementos generales para la operación y construcción de una planta de este tipo.

Se seleccionó para este anteproyecto el dicloroetano por ser uno de los compuestos orgánicos de mayor importación en México. (27,150,157 kgb en 1984).

El dicloroetano es el compuesto clorado que se produce en mayor cantidad en el mundo. La mayoría de la producción se usa para hacer cloruro de vinilo. El dicloroetano fué hecho por primera vez en 1795 por químicos Daneses, y en 1978 se producía en 32 países con una producción estimada de 36 billones de libras al año.

CAPITULO I

ANALISIS PRODUCCION CONSUMO

ANALISIS PRODUCCION CONSUMO

USOS Y MERCADO

Un estimado del 84% de la producción de dicloroetano se usa para fabricar cloruro de vinilo. 6% se usa para fabricar solventes clorinados, como por ejemplo: 1,1,1-tricloroetano, tricloroetileno y percloroetileno. Y un 10% de usos diversos.

Entre los usos diversos estan; la producción de adhesivos y recubrimientos, para extraer aceite de semillas, tratamiento para grasas animales y procesamiento de farmaceuticos.

COMERCIO EXTERIOR

Importación de dicloroetano:

| <u>AÑO</u> | <u>VOLUMEN</u> | <u>UNIDAD</u> | <u>VALOR(DLLS)</u> |
|----------------|----------------|---------------|--------------------|
| 1979 | 13,156,560 | Kgb | 2,154,887 |
| 1980 | 6,296,044 | Kgb | 1,780,857 |
| 1981 | 12,040,624 | Kgb | 2,403,464 |
| 1982 | 6,918 | Kgb | 7,579 |
| 1983 | 3,165,616 | Kgb | 850,955 |
| 1984 | 27,150,157 | Kgb | 6,633,462 |
| 1985 | 10,676,031 | Kgb | 2,348,726 |
| 1986(esperado) | 15,853,300 | Kgb | |

Fuente de información: IMCE

Las principales empresas extranjeras que exportan a México son:

Dow

Diamond Shamrock

Shell

Conoco

PPG

En México, la producción de dicloroetano está a cargo de Petróleos Mexicanos y no existe ningún proyecto para satisfacer el déficit de producción nacional.

PRECIOS

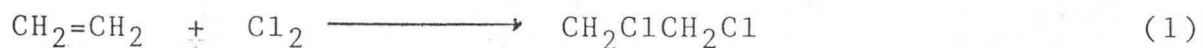
El dicloroetano se vende en tanques a 75 pesos/Kg. En los últimos 25 años el precio mas alto ha sido 75 pesos/kg y el mas bajo ha sido de 22 pesos/Kg.

Una gran parte del dicloroetano se consume captivamente. Y esa parte se vende en base a un contrato, por eso los precios de lista a veces no representan los precios actuales del mercado.

CAPITULO II

METODOS DE OBTENCION

El dicloroetano es manufacturado por la clorinación de el etileno (eq 1) o por la oxiclорinación del etileno (eq 2)



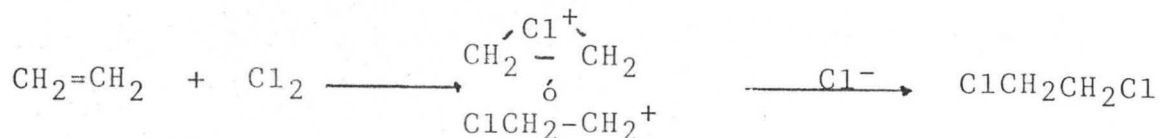
CLORINACION DEL ETILENO

DESCRIPCION GENERAL

El cloro se agrega al etileno bajo las condiciones propicias para formar el dicloroetano. La reacción es exótermica, $\Delta H_{25^\circ\text{C}} = -43.5 \text{ Kcal/mol}$ con los reactivos y los productos en fase vapor, la reacción se lleva a cabo a temperatura ambiental y sube cerca de 180°C cuando los reactivos son disueltos en un solvente (ejemplo; el producto de la reacción) y suficiente presión es usada para mantener la fase líquida.

La reacción es fase líquida del etileno y el cloro ocurre en solución con un solvente no polar, como el dicloroetano a temperatura ambiente en la oscuridad y procede por 2 mecanismos; el de radicales libres y el iónico.

Los radicales libres son generados espontáneamente por la interacción del cloro y etileno. El oxígeno inhibe la ruta de radicales libres, permitiendo que la ruta iónica proceda [1] :



Es una práctica industrial la de agregar oxígeno al cloro en cantidades cerca de 0.5% en peso, para minimizar la formación de subproducto 1,1,2-tricloroetano [2]. Pequeñas cantidades de cloruro férrico se agregan también o son abastecidas por la corrosión lenta del equipo de acero para que por lo menos 50 y preferentemente 500 a 2500 ppm estén presentes para catalizar la ruta iónica acelerando así la reacción y minimizando la formación de subproductos [3].

El calor producido en la reacción es removido haciendo circular el líquido del reactor a través de un intercambiador de calor ó usando el calor para vaporizar y/o fraccionar el producto. El último método es insuficiente para remover todo el calor, así que se requiere de enfriamiento [4].

La reacción entre el etileno y el cloro se lleva a cabo en la película líquida cerca de la burbuja de etileno. Si las condiciones son tales que las burbujas del gas son grandes o persistentes, se cree que algo de la reacción se lleva a cabo en la fase vapor, la cual se lleva a cabo por un mecanismo de radicales libres, incrementando los subproductos indeseables. Bajas presiones relativas a la temperatura o altas proporciones en la acición de la alimentación pueden causar grandes burbujas de gas [5].

Los radios de alimentación empleados están cerca de los estequiométricos, con un exceso de etileno de hasta un 5% [6].

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El diagrama de flujo del proceso en fase líquida de la clorinación del etileno para producir dicloroetano está dado en la figura 1.

El reactor consiste de una torre de acero al carbón que contiene en su interior dicloroetano, que sirve como solvente, una línea de retorno que va desde cerca de la parte superior del reactor a la parte inferior, promueve la circulación. Cloro conteniendo alrededor de 0.5% de oxígeno en peso, es alimentado al regreso de la recirculación del reactor, donde se lleva a cabo la reacción, cerca del punto de ebullición del solvente. Una presión del reactor que va de la atmosférica hasta 30 lb/plg^2 puede ser usada. El calor producido por la reacción es usado para vaporizar y fraccionar el dicloroetano producido. El calor producido excede el tomado por la vaporización, así que la otra parte del calor debe ser removido por agua refrigerante [7].

El dibujo muestra que la torre de purificación del dicloroetano es una parte integral del reactor y está localizada directamente arriba, tal como es descrita en las patentes [8]. El dicloroetano producto es removido de la columna fraccionadora algunos platos abajo de la parte supe-

rior, esto es para minimizar la cantidad de gases disueltos [9].

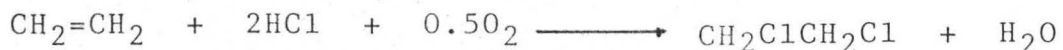
MATERIA PRIMA UTILIZADA

Estimaciones industriales de la producción de dicloroetano por etileno son de 96 a 98% [10] y del cloro es 98% o mejor con reactivos de alta pureza [11]. De 0.289 a 0.295 libras de etileno y cerca de 0.731 libras de cloro son requeridas para producir una libra de dicloroetano.

OXICLORINACION DEL ETILENO

DESCRIPCION GENERAL

La oxiclорinación del etileno es la reacción del etileno con cloruro de hidrógeno y oxígeno para formar dicloroetano:



la reacción es exótermica, $\Delta H_{25^\circ\text{C}} = -57.2$ Kcal/mol de dicloroetano con los reactantes y los productos en la fase de vapor la reacción es normalmente llevada a cabo en la fase de vapor a 250°C . Un catalizador es requerido, el cual consiste típicamente de cloruro de cobre, con o sin aditivos como cloruro de potasio o cloruros de tierras raras, impregnados en un soporte como alúmina activada o sílica gel. Las conversiones a dicloroetano estan en el rango de 96 a 99% basadas en cloruro de hidrógeno y 95 a 97% basado en etileno. la pureza del dicloroetano usualmente excede del 98%. Los

principales subproductos son 1,1,2 tricloroetano y cloral.

MATERIALES DE ALIMENTACION : Las porciones de reactantes son de 4 a 10 moles por ciento de etileno, de 4 a 9 moles por ciento de cloruro de hidrógeno y de 2 a 4 moles por ciento de oxígeno [12].

TEMPERATURA : La temperatura a que la oxiclорinación se lleva a cabo varia de 200 a 350°C. El etileno da mejores rendimientos a temperaturas cerca de los 250°C [13].

TIEMPO DE REACCION : El tiempo de contacto puede variar de 1 a 15 segundos y es dependiente de la temperatura y presión empleadas. Condiciones óptimas de operación incluyen un tiempo de contacto de 6 a 8 segundos [14].

MEDIO DE REACCION : La reacción se puede llevar a cabo en la fase de vapor usando camas de catalizador fluidizadas, fijas o combinadas.

CATALIZADOR : Un reactor de cama fija puede ser empacado con un catalizador de cobre y aluminio u otro material capaz de promover la oxidación del cloruro de hidrógeno y la clorinación del etileno. El etileno cloruro de hidrógeno y el oxígeno reaccionan por la vía de la reacción de Deacon modificada para formar dicloroetano, agua y cantidades pequeñas de productos sin recuperar. Los catalizadores que son operativos para este propósito son los compuestos que contienen cobre en una superficie inerte y que tengan una gran área

superficial, tales como la alúmina, carbón activado, sílica y arcillas absorbentes.

La preparación de catalizadores de haluros de cobre en alúmina para reacciones de oxiclорinación es descrita en detalle por J.L Price [15].

Uno de los problemas en la oxiclорinación en un reactor de cama fija con catalizador de cloruro de cobre es la ocurrencia de puntos calientes en la cama de catalizador, y el hecho de que esos puntos calientes resultan en la combustión de parte del hidrocarburo como también la formación de productos clorinados mas altos.

Para quitar las desventajas de las operaciones de cama fija se ha puesto mucha atención en camas fluidizadas con catalizador de cloruro de cobre en reacciones de oxiclорinación. Es característico de las camas fluidas que las temperaturas y las compósiciones son uniformes en la cama. Esto elimina los puntos calientes pero presenta otros problemas, cuando se usan en oxiclорinación producen altas pérdidas de cloruro de hidrógeno.

Siendo que el principal problema de los sistemas de oxiclорinación de cama fija es la facilidad para crear puntos calientes, se han hecho intentos para diluir la masa del catalizador con particulas sin tratar del mismo material, como se usa para soportar el cloruro de cobre. Entonces cuando el cloruro de cobre es soportado en piedra pómez,

partículas sin tratar de piedra pómez son usadas para diluir la masa del catalizador, esto ha sido parcialmente exitoso. Los puntos calientes se han desplazado de su posición normal a cerca de la entrada del reactor y su efecto ha sido disminuido. Pero se ha encontrado que el uso de los diluentes anteriormente descritos no resultan en establecer una temperatura uniforme en el reactor .

Usando de 3 a 20 volúmenes de partículas de carburo de sílice por volumen de masa de catalizador, es posible eliminar los puntos calientes en operaciones de cama fija y también incrementar conversiones [16].

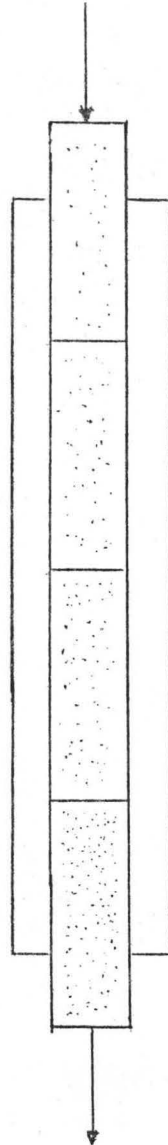
La oxiclорinación del etileno para dar dicloroetano también ha sido descrita por W.F Engel [17]. El proceso consiste en poner en contacto etileno con una mezcla de cloruro de hidrógeno y un gas que contenga oxígeno con un catalizador consistente en:

- Cloruro de cobre
- Cloruro de metal alkali
- Soporte de sílica gel

La adición de cloruro de tierra rara junto con el cloruro de alkali, incrementa la selectividad del catalizador, dando mayores conversiones de dicloroetano. La incorporación de cloruro de litio como un específico cloruro de alkali en un catalizador de cloruro de cobre en alumina es recomendada por S.E Penner [18].

DISEÑO DEL REACTOR : Un reactor tubular de acero puede ser

usado en la fase de vapor en la reacción de la oxiclorigación, puede contener un catalizador de cobre-alúmina y los tubos pueden estar rodeados por el medio de enfriamiento. la configuración de un reactor típico es mostrada en la figura



DETALLES DEL PROCESO

Ha habido un interes comercial considerable en el desarrollo de catalizadores para la oxiclорinación del etileno se han patentado 64 diferentes formulaciones. La mayoría de los catalizadores reportados estan basados en el cobre. Un buen control de temperatura en la reacción es un factor importante ya que a altas temperaturas el catalizador es desactivado por el cocimiento y la consecuente pulverización del catalizador. También por la sublimación del cloruro de cobre del catalizador. Para tener el punto caliente de temperatura abajo de 300 °C, es una práctica común el empacar los tubos del reactor con catalizador activo y mezclas de diluentes inertes. Ultimamente el uso de oxígeno en lugar de aire ha recibido atención considerable, el mayor de los beneficios citados es el ahorro de recuperado el dicloroetano, etileno y otros productos de la ventilación de nitrógeno, y también de la incineración de gases para que no sean un problema de contaminación.

Los tipos de catalizadores, condiciones de reacción y distribución de productos respecto a la oxiclорinación del etileno como son reportados en la literatura son citados en la tabla 1. Algunas variaciones en el catalizador han sido reportadas, estas generalmente se pueden clasificar como se indica en la tabla 2.

Generalmente, altas temperaturas que resulten en altos ordenes de reacción son posibles cuando el catalizador in-

cluye un cloruro de metal alkali como el cloruro de potasio [19].

Un catalizador compuesto de cloruros de calcio y cobre en florex, produce un rendimiento selectivo de dicloroetano cuando la oxiclорinación es llevada a cabo en un reactor de cama fluidizada [20], la inclusión de compuestos de tierras raras ha sido grandemente reportada en la literatura de patentes [21].

Shell International [22], reportó un proceso en el cual el catalizador consiste de cloruros de cobre, zinc y metales alkalis en alúmina. En la ausencia de zinc, la conversión de etileno es baja, pero el producto tiene una alta concentración de dicloroetano. La ausencia de cloruros de metales alkalis incrementa el grado del proceso de combustión, mientras que los lantanidos incrementan la actividad del catalizador. Paladio, platino y otros metales nobles también habn sido reportados como ingredientes de catalizadores [23], pero no ha sido posible escribir conclusiones en el efecto de su distribución del producto.

Hachenburg [24], patentó un proceso en el cual el catalizador contiene cloruros de Pd, Cu y Cr en medio acuoso.

Otras combinaciones de catalizador con cloruro de cobre incluyen cloruros de molibdeno y/o tungsteno, cromo, plata, manganeso, cadmio, oro o zinc [25].

Cuando el proceso de oxiclорinación es llevado a cabo sobre sulfato cúprico con o sin catalizador sulfato de sodio en alúmina activada, altas conversiones de cloruro de hidrógeno y etileno son obtenidas [26]. El dicloroetano en el producto es tan alto como el 99%. En este proceso el 87% de etileno es convertido a productos clorados. Un 100% de selectividad a dicloroetano es reportado cuando se usa amoníaco como promotor [27]. La vida de los catalizadores ha sido mencionada poco. Antonin [28], encontró que la actividad no ha decaído aún después de 2,500 horas de operación. La reacción fué llevada a cabo en un reactor de cama fluidizada.

La oxiclорinación es a veces llevada a cabo bajo presión, Mastroly [29], recomienda que toda la planta de oxiclорinación este operando bajo presión, especialmente el sistema de condensación, para una recuperación eficiente del dicloroetano. Algunas variaciones en el proceso han sido propuestas para obtener altas conversiones de etileno y cloruro de hidrógeno, Campbell [30] usó un modelo de tres reactores, cada reactor lleva catalizador $\text{CuCl}_2 - \text{KCl}$ en alúmina activada, pero la proporción del catalizador varia con la profundidad de la cama usando cantidades apropiadas de inertes. El uso de cloruro de amoníaco en lugar de cloruro de hidrógeno como agente de clorinación ha sido reportado [31]. el radio molar entre el cloruro de amoníaco y etileno es mantenido entre .75 y 1.5, usando helio como diluyente la oxiclорinación es llevada a cabo arriba de un catalizador que contiene $\text{CuCl}_2 - \text{KCl}$ en alúmina; alta selectividad a dicloroetano es mencionada. En un proceso desarrollado por Kellogg

[32], la oxiclорinación le lleva a cabo en solución acuosa de cloruro de cobre a temperatura de 170-190°C y 18 atmósferas de presión.

TABLA 1 - Detalles del proceso de oxiclорinación

| COMPOSICION DEL CATALIZADOR | CONDICIONES DE REACCION | | | TIPO DE REACTOR | DISTRIBUCION DE PRODUCTO |
|--|-------------------------|--|-------------------------|-----------------|--------------------------|
| | TEMP °C | RADIOS HCl/C ₂ H ₄ | DE REACT O ₂ | | |
| CuCl ₂ (9.3%) en alumina | 270-280 | 2.0 | (3.0) | cama fluidizada | dicloroetano 90 |
| CuCl ₂ en alumina activada | 300 | 2.0 | (2.5) | cama fija | DCE 95.6 VCM 4. |
| CuCl ₂ (10%) en florex | 288 | 2.0 | 0.58 | cama fluidizada | DCE 95.0 |
| CuCl ₂ (10%) en alúmina | 216-227 | 2.0 | 0.75 | cama fija | DCE 99.1 |
| óxidos de Cu y Al | 285 | 2.25 | 0.56 | cama fluidizada | DCE 96.0 |
| CuCl ₂ (1.25% de Cu) en alumina | 180-300 | 2.0 | 0.5 | cama fija | DCE 99.0 |
| CuCl ₂ en alúmina | 260-280 | 2.6 | 3.2 | cama fija | DCE 98.6 |
| CuCl ₂ en alúmina microesferoidal | 216 | 2.0 | 0.75 | cama fluidizada | DCE 99.01 |
| CuCl ₂ con alúmina activada y partículas de grafito | 400 | 3.0 | (2.5) | cama fija | DCE 96 VCM 3.4 |
| CuCl ₂ en carbón activado | 220 | 2.0 | 0.5 | cama fluidizada | DCE 99.0 |
| CuCl ₂ (15%) en tierra diatomacea | 300 | 2.0 | (2.5) | cama fija | DCE 90.0 |
| CuCl ₂ en piedra pómez | 250 | 0.167 | 0.67 | cama fluidizada | DCE 100 |
| CuCl ₂ con 7% de Cu en sílice de diámetro de partícula menor a 45 | 250 | 2.0 | (3.0) | cama fija | DCE 100 |
| CuCl ₂ (0.5-5% de Cu) en zeolita | 350 | 2.0 | 0.75 | cama fluidizada | DCE 90 |
| CuCl ₂ en alúmina de 35/g (BET) | 220-240 | 2.0 | 0.5 | cama fluidizada | DCE |
| CuCl ₂ -KCl en alúmina activada | 230 | 2.0 | (4.0) | cama fluidizada | DCE 98.5 |
| CuCl ₂ -KCl con tierra diatomacea o carbón activado | 320 | 2.0 | (2.5) | cama fija | DCE 95.26 |
| CuCl ₂ -KCl en alúmina | 265 | 3.5 | 2.5 | cama fluidizada | DCE 76.0 |
| CuCl ₂ -KCl en silica gel | 500 | 3.5 | 2.5 | cama fija | DCE 55.5 VCM 45 |
| CuCl ₂ -KCl en florex | 274 | 2.0 | 0.55 | cama fija | DCE 97.0 |
| CuCl ₂ -KCl en tierra rara | 300 | 1.5 | 1.0 | cama fluidizada | DCE 91.3 |
| CuCl ₂ -KCl (con 8% de Cu y 5.5% de K) | 300 | 2.0 | 0.5 | cama fluidizada | DCE 61.0 |
| CuCl ₂ -KCl y NaCl en alúmina activada | 250 | 2.0 | 0.5 | cama fija | DCE 95.2 |
| CuCl ₂ -KCl (con 5% de Cu y 3% de K) en alúmina | 350-400 | 2.3 | 0.65 | cama fluidizada | DCE 86.9 |
| CuCl ₂ -KCl en magnesio | 340 | 2.0 | 0.5 | cama fluidizada | DCE 84.9 |
| CuCl ₂ y FeCl ₃ en carbón activado | 200-220 | 2.0 | 2.5 | cama fija | DCE 96.2 |

TABLA 3 continuación

| COMPOSICION DEL CATALIZADOR | CONDICIONES DE REACCION | | TIPO DE REACTOR | DISTRIBUCION DE PRODUCTO % |
|---|-------------------------|--|-----------------|----------------------------|
| | TEMP °C | RADIOS DE REACT HCl/C ₂ H ₄ O ₂ | | |
| CuCl ₂ , FeCl y LaCl en carbon activado | 200-350 | 1.5 (2.5) | cama fluidizada | DCE 92.0 |
| FeCl ₃ (5%), KCl(3.5%) y La ₂ O ₃ en carbón activado | 500 | 1.0 (2.5) | cama fluidizada | DCE |
| CuCl ₂ y FeCl ₃ en alúmina | 230 | 1.0 0.6 | cama fluidizada | DCE |
| CuCl ₂ y CaCl ₂ en florex | 278 | 2.0 0.5 | cama fluidizada | DCE 96.9 |
| CuCl ₂ y KCl-CeCl ₃ en alúmina o piedra pómez | 425-525 | 3.0 (3.5) | cama fija | DCE 98.5 |
| CuCl ₂ (6-15%), cloruro de tierra rara (0.5%) y NaCl | 250-350 | 1.0 (1.3) | cama fluidizada | DCE 99.0 |
| CuCl ₂ (5%) y KCl (3%) en silica gel | 250 | 2.25 0.75 | cama fija | DCE 98.0 |
| CuCl ₂ (7-10%), KCl (2.8-6%) y cloruro de tierra rara en silica gel | 340 | 2.26 0.8 | cama fluidizada | DCE 82.0 |
| Cloruros de Cu, K y Nd en silica gel | NA | NA NA | cama fluidizada | DCE |
| Cu(0.5-2%), Nd(1-3%) y Cs (2.0%) en alúmina activada | 307 | 2.0 0.5 | cama fija | DCE 61.0 |
| CuCO ₃ - CeO ₂ y Fe ₂ O ₃ | NA | 2.0 0.5 | cama fija | DCE |
| Cu(2.4%), K(2.12%) y Ce(1.94%) en silica gel | 360-500 | 1.7 (3.5) | cama fija | DCE 65.0 |
| Sales de Cu, Fe, Mg y tierra rara | 280 | 1.75 (2.25) | cama fija | DCE 96-98 |
| Al ₂ O ₃ , CuO- MgO con suspensor inerte | 238 | 1.9 (3.0) | cama fluidizada | DCE 99.0 |
| CuCl ₂ - NaCl en carbón activado | 310 | 2.0 (2.5) | cama fija | DCE 35.0 |
| Fe ₂ O ₃ (4%), FeO(2.2%), CaO(2.2%) | | | | |
| Na ₂ O (2.42%) y Al ₂ O ₃ | 400-500 | 1.0 (1.8) | cama fija | DCE 81.0 |
| Cloruros de Cu, Zn, Mg en alúmina | 350 | 0.3 1.3 | cama fija | NA |
| Cloruros de Cu, Cd, Ta, Zn en alúmina activada | 310 | 2.0 0.5 | cama fija | DCE 45.0 |

TABLA 3 continuación

| COMPOSICION DEL CATALIZADOR | CONDICIONES DE REACCION | | | TIPO DE REACTOR | DISTRIBUCION DE PRODUCTO |
|--|-------------------------|-----------------------------------|----------------|-----------------|--------------------------|
| | TEMP °C | RADIOS DE REACT | | | |
| | | HCL/C ₂ H ₄ | O ₂ | | |
| CuCl ₂ , PtCl y MoCl en carbón granular | 175 | 2.3 | 1.4 | cama fluidizada | DCE 96.2 |
| CuCl ₂ y bisulfato de metal alcali y/o bisulfato de amonio en radio molar de 1:0.1 a 1:10 | 150-350 | 0.7 | 0.3 | cama fija | DCE 97.6 |
| Cloruros cúpricos (1% de Cu) y un fosfato condensado en tierra diatomacea | 300 | 3.0 | 2.5 | cama fija | DCE 99.22 |
| CuCl ₂ + MoCl ₅ con KCl en tierra diatomacea | 300 | 2.0 | 0.5 | cama fluidizada | DCE 95.6 |
| CuCl ₂ , AuCl ₃ y KCl en el radio molar 0.25:0.0025:0.025 en silica gel | 215 | 2.0 | 0.5 | cama fija | DCE 98.2 |
| Cloruros de Cu, Au, K, Ca y La en silica gel | 150-200 | 2.30 | (4.0) | cama fija | DCE 99.5 |
| Cloruros de Cu y Gd en alúmina activada de 60 de diametro de particula | 225 | 2.0 | 0.5 | cama fluidizada | DCE 98 |
| Sulfatos de cobre o sodio en alúmina activada | 250 | 1.7 | (3.3) | cama fluidizada | DCE 98.7 |
| CuCl ₂ , KCl y Sb(OH) en el radio 1:0.5 a 2.0:1.0 | 300 | 2.0 | 0.5 | Cama fija | DCE 100 |

TABLA 2 CLASIFICACION DE CATALIZADORES

| CATALIZADOR | SOPORTES | PROMOTORES | |
|--|--|---|--|
| | | ESTABILIZADORES | ACTIVADORES |
| Oxidos, cloruros, silicatos de Cu, Fe, Cr, Mg Mn, Ag, Au, Ni, Ca, V, Pd, Pt, y W | Alúminas, bentonita, sílica gel, carbón activado, Zeolita, Magnesio, celita y piedra pómez | Cloruros, bisulfatos de Li, K, Na, NH, Zn, Cd, B, I, P, Ca y Sr | Oxidos y cloruros de La, Pt, Zr, U, Ce, Th, Ti, Ta, Rh, Mo y W |

CAPITULO III

PROCESO SELECCIONADO

PROCESO SELECCIONADO

De los dos procesos mencionados anteriormente se selecciono el de la oxiclорinación del etileno dándose a continuación las razones para dicha selección:

- a) Es el proceso más usado hoy en día comercialmente
- b) Alto grado de pureza
- c) Menores costos del proceso
- d) Es altamente selectivo

DESARROLLO HISTORICO

La producción de cloruro de hidrógeno como subproducto en un número de procesos, ha excedido su consumo así que su colocación ha sido un problema crónico. Recientemente ha sido el mismo subproducto de reacciones que producen compuestos como cloruro de metileno, cloroformo, tetracloruro de carbono, percloroetileno y 1,1,1-tricloroetano. La fuente más grande de su producción actualmente es la pirólisis del dicloroetano para formar cloruro de vinilo.

El proceso Deacon fue desarrollado alrededor de 1900 para satisfacer la demanda de cloro, oxidando el cloruro de hidrógeno disponible con el aire [33]:



Este proceso se usó comercialmente en Europa hasta 1920 cuando fue reemplazado por la electrólisis del cloruro de sodio acuoso para la producción de cloro. Así que el problema de colocación del cloruro de hidrógeno se mantuvo y se hizo más serio al expandirse la industria de clorinación.

En 1943 Cass reportó la reacción del etileno con cloruro de hidrógeno, empleando altas temperaturas para obtener productos clorados no saturados [34].

En 1947 Horne patentó la clorinación de compuestos alifáticos no saturados en un proceso en fase de vapor. El compuesto olefinico era clorinado pasandolo a travez de cloruro de cobre soportado en alúmina activada, seguido de reemplazar la alimentación de la olefina por cloruro de hidrógeno y oxígeno para oxidar el cloruro de cobre. En 1953 Samson patentó una reacción de oxiclорinación de etileno que producía dicloroetano y un proceso de cama fluidizada que llevaba a cabo la reacción [35].

La oxiclорinación del etileno a dicloroetano fue comercializada cerca de 1960 por Dow Chemical Co. en Freeport Tx. y seguido de Monsanto en Texas City Tx. en 1964 [36]. Otras compañías los siguieron rápidamente.

DESCRIPCION DEL PROCESO

Este proceso emplea un reactor de cama fija y usa aire como oxidante.

El alto calor de reacción (exótermico) hace que el diseño del reactor sea una parte crítica del proceso. La clave para un diseño exitoso es la suficiente capacidad para remover el calor evitando las temperaturas excesivas. Esto se ha hecho exitosamente con la combinación de dos factores:

1.- Distribuir la reacción sobre la cama de catalizador. Esto se hace diluyendo las partículas del catalizador con partículas de un diluyente inerte como por ejemplo grafito y cargando el reactor con zonas múltiples de concentración de catalizador, esto es que la alimentación primero se pone en contacto con catalizador diluido, haciendo que solo una fracción reaccione, progresando hacia abajo del reactor, la alimentación se pone en contacto con zonas que contienen un mayor incremento en la concentración del catalizador, llegando a completarse la reacción al final del reactor.

2.- El segundo factor es el uso de tubos de diámetro pequeño (entre .75 y 1.25 pulgadas de diámetro) en un reactor vertical de tubos múltiples que se asemeja a un intercambiador de calor. El líquido de enfriamiento fluye a través de la coraza y la mezcla de catalizador es cargada en el interior de los tubos. La distribución de la reacción a través de la longitud de la cama y el diámetro pequeño de la cama del catalizador en cada tubo limita la cantidad de reacción que se lleva a cabo en cualquier punto a lo largo del tubo, esto permite tener un buen control de la temperatura (que no excede de 250 °C).

El catalizador empleado es una sal de cobre soportado en alúmina activada.

Etileno, HCl y aire son mezclados y pasados a través del reactor para producir 27 toneladas por día.

El flujo del reactor es procesado a un intercambiador de calor donde el dicloroetano y el agua son condensados y pasados a un separador de fase. Los gases no condensables, que consisten primordialmente de nitrógeno son ventilados.

El separador de fases contiene dos fases líquidas. La capa acuosa superior representa el agua producida en la reacción la cual es descargada.

El dicloroetano producido se recoge de la capa acuosa inferior del separador, y pasa al tanque de almacenamiento.

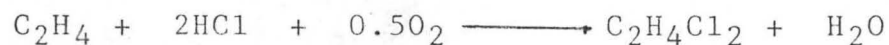
CAPITULO IV

BALANCE DE MATERIA

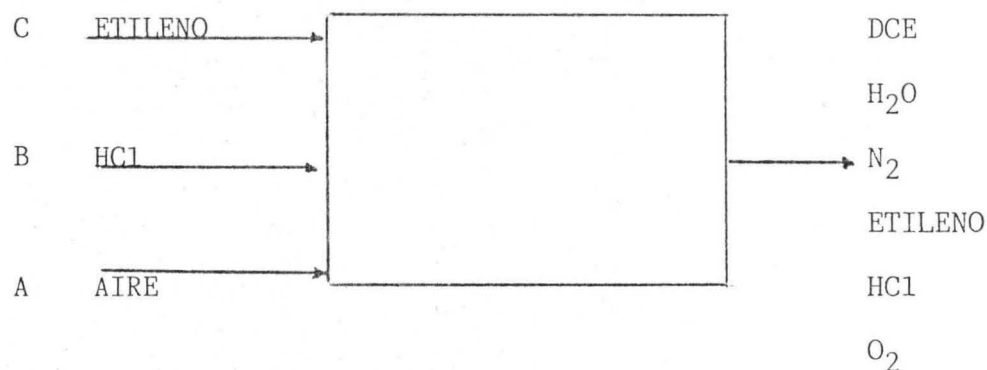
BALANCE DE MATERIA

BASE: 1,141.55 Kg de DCE/hora

REACCION:



BALANCE EN EL REACTOR



Eficiencia de la reacción = 98%

Etileno requerido:

$$\frac{28 \text{ Kg etileno}}{98 \text{ Kg DCE}} * 1,141.55 \text{ Kg DCE} = 326.16 \text{ Kg Etileno}$$

$$* (1-.98) = 6.52 \text{ Kg} = \underline{332.68 \text{ Kg Etileno}}$$

Cloruro de hidrógeno requerido:

$$\frac{2 * 36 \text{ Kg HCl}}{98 \text{ Kg DCE}} * 1,141.55 \text{ Kg DCE} = 838.69 \text{ Kg HCl}$$

$$* (1-.98) = 16.77 \text{ Kg} = \underline{855.46 \text{ Kg HCl}}$$

Oxígeno requerido:

$$\frac{0.5 * 32 \text{ Kg Oxígeno}}{98 \text{ Kg DCE}} * 1,141.55 \text{ Kg DCE} = 186.36 \text{ Kg Oxígeno}$$
$$* (1 - .98) = 3.73 \text{ Kg} = \underline{190.09 \text{ Kg Oxígeno}}$$

Aire requerido:

$$190.09 \text{ Kg Oxígeno} \text{ ----- } 21\%$$

$$X \text{ ----- } 79\%$$

$$X = 715.10 \text{ Kg de Nitrógeno}$$

$$\text{Aire requerido} = 715.10 + 190.09 = \underline{905.19 \text{ Kg Aire}}$$

Agua formada:

$$\frac{18 \text{ Kg de agua}}{98 \text{ Kg DCE}} * 1,141.55 \text{ Kg DCE} = \underline{209.67 \text{ Kg Agua}}$$

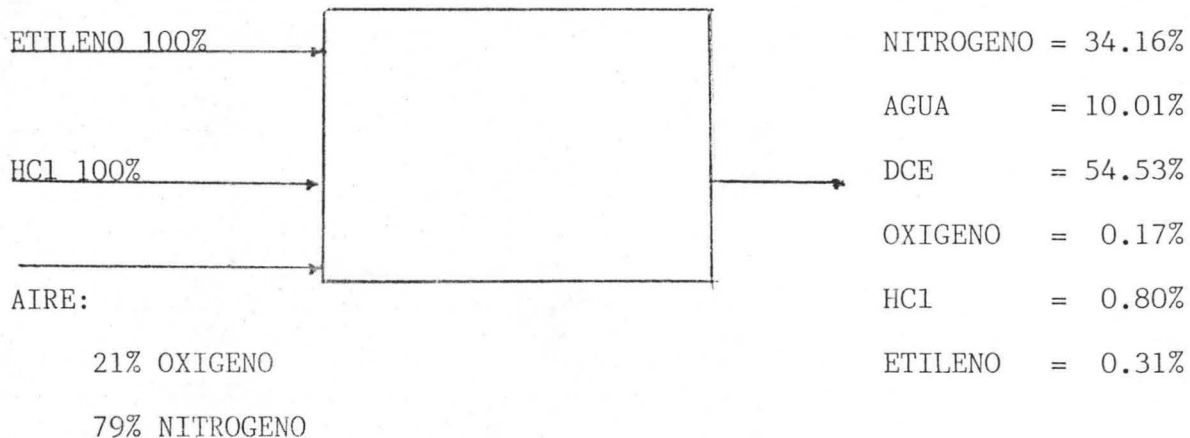
BALANCE TOTAL

$$P = A + B + C$$

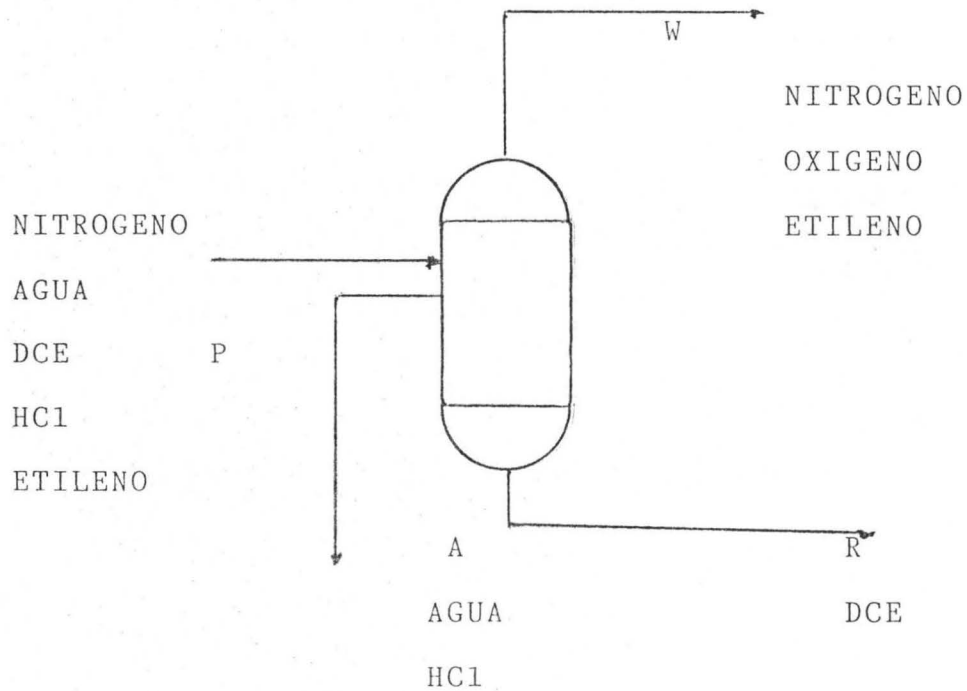
$$P = 905.19 + 855.46 + 332.68$$

$$P = \underline{2,093.33 \text{ Kg}}$$

BALANCE FINAL EN EL REACTOR EXPRESADO EN PORCENTAJES



BALANCE EN EL SEPARADOR DE FASES



BALANCE TOTAL

$$P = W + A + R$$

Balance de agua:

$$\text{Agua en P} = \text{Agua en A}$$

$$2,093.33 * (.1001) = 209.54 \text{ Kg}$$

$$\text{Agua en A} = 209.54 \text{ Kg}$$

Balance de HCl:

$$\text{HCl en P} = \text{HCl en A}$$

$$2,093.33 * (.0080) = 16.74 \text{ Kg}$$

$$\text{HCl en A} = 16.74 \text{ Kg}$$

$$A = \text{Agua en A} + \text{HCl en A}$$

$$A = 209.54 + 16.74$$

$$\underline{A = 226.28 \text{ Kg}}$$

Balance de DCE:

$$\text{DCE en P} = \text{DCE en R}$$

$$2,093.33 * (.5453) = 1,141.49 \text{ Kg}$$

$$\underline{R = 1,141.49 \text{ Kg}}$$

Balance de Nitrógeno:

$$\text{Nitrógeno en P} = \text{Nitrógeno en W}$$

$$2,093.33 * (.3416) = 715.08 \text{ Kg}$$

$$\text{Nitrógeno en W} = 715.08 \text{ Kg}$$

Balance de Etileno:

$$\text{Etileno en P} = \text{Etileno en W}$$

$$2,093.33 * (.0031) = 6.48 \text{ Kg}$$

$$\text{Etileno en W} = 6.48 \text{ Kg}$$

Balance de Oxígeno:

$$\text{Oxígeno en P} = \text{Oxígeno en W}$$

$$2,093.33 * (.0017) = 3.55 \text{ Kg}$$

$$\text{Oxígeno en W} = 3.55 \text{ Kg}$$

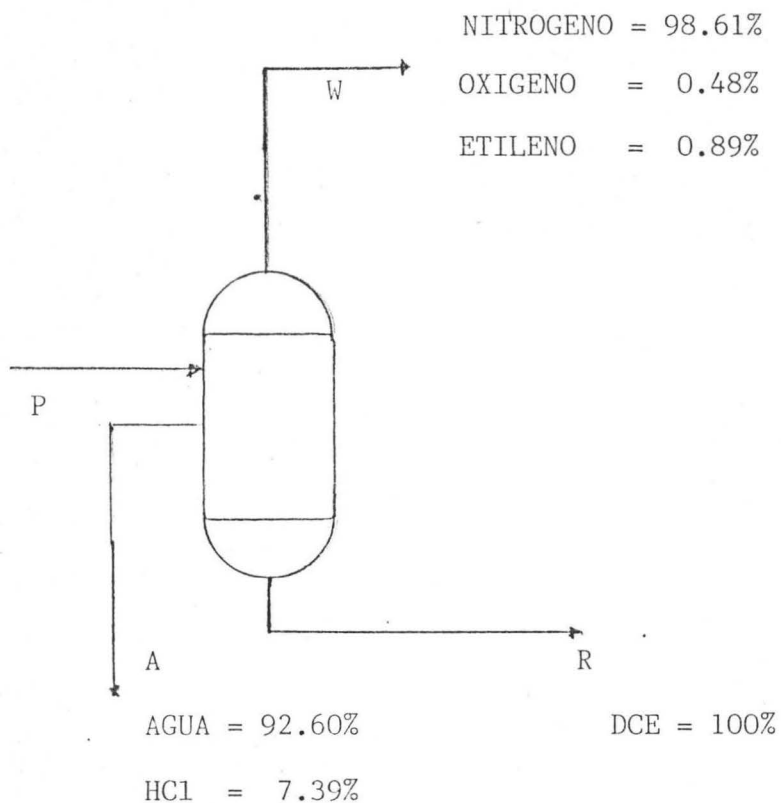
$$W = \text{Nitrógeno en W} + \text{Etileno en W} + \text{Oxígeno en W}$$

$$W = 715.08 + 6.48 + 3.55$$

$$W = 725.11 \text{ Kg}$$

BALANCE FINAL EN EL SEPARADOR DE FASES EXPRESADO EN PORCENTAJES

NITROGENO = 34.16%
AGUA = 10.01%
DCE = 54.53%
OXIGENO = 0.17%
HCl = 0.80%
ETILENO = 0.31%



CAPITULO V

BALANCE DE ENERGIA

BALANCE DE ENERGIA

BALANCE EN EL REACTOR

| ENTRADA | Kg/hora | Kg-mol/hora |
|-----------|---------|-------------|
| Etileno | 332.68 | 11.881 |
| HCl | 855.46 | 23.762 |
| Oxígeno | 190.09 | 5.940 |
| Nitrógeno | 715.10 | 25.539 |

| SALIDA | Kg/hora | Kg-mol/hora |
|--------------|----------|-------------|
| Nitrógeno | 715.10 | 25.539 |
| Agua | 209.54 | 11.641 |
| Dicloroetano | 1,141.49 | 11.647 |
| Oxígeno | 3.55 | 0.111 |
| HCl | 16.74 | 0.465 |
| Etileno | 6.48 | 0.231 |

Temperatura de referencia = 25 °C

Temperatura de entrada = 30 °C

Temperatura de salida = 225 °C

$$\Delta H_p$$

DICLOROETANO

$$C_p = .4 \text{ cal/gr}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 1,141.49 \text{ Kg} * .4 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} * (225-25)^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = \underline{91,319.2 \text{ Kcal}}$$

NITROGENO

$$C_p = \frac{\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT}{T_2 - T_1}$$

$$\Delta H_{225^\circ\text{C}}$$

$$C_p = 6.50 + 0.001 T$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 6.50 (498-298) + 0.001 (498^2 - 298^2)$$

$$C_p = 1379.6$$

$$C_p = \frac{1379.6}{(498-298)} = 6.898 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 25.539 \text{ mol-Kg} * 6.898 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * (498-298)^\circ\text{K}$$

$$\Delta H = \underline{35,233.604 \text{ Kcal}}$$

AGUA

$$C_p = 8.22 + 0.0015 T + 0.00000134 T^2$$

$$\Delta H_{225^\circ\text{C}}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 8.22 (498-298) + \frac{.0015 (498^2 - 298^2)}{2}$$

$$+ \frac{0.00000134 (498^3 - 298^3)}{3}$$

$$= 1806.75$$

$$\bar{C}_p = \frac{1806.75}{(498-298)} = 9.034 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= M C_p \Delta T \\ &= 11.641 \text{ Kg-mol} * 9.034 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * (498-298)^\circ\text{K} \\ &= \underline{21,032.326 \text{ Kcal}}\end{aligned}$$

OXIGENO

$$C_p = 8.27 + 0.000258 T - \frac{187700}{T^2}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{225^\circ\text{C}} \\ \int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT &= 8.27 (398-298) + \frac{0.000258 (498^2-298^2)}{2} + \frac{187700}{(498-298)} \\ &= 2613.036\end{aligned}$$

$$\bar{C}_p = \frac{2,613.036}{(498-298)} = 13.065 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= M C_p \Delta T \\ &= .111 \text{ Kg-mol} * 13.065 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * (498-298)^\circ\text{K} \\ &= \underline{290.046 \text{ Kcal}}\end{aligned}$$

HCl

$$C_p = 6.70 + 0.00084 T$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{225^\circ\text{C}} \\ \int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT &= 6.70 (498-298) + \frac{0.00084 (498^2-298^2)}{2} \\ &= 266.864\end{aligned}$$

$$\bar{C}_p = \frac{266.834}{(498-298)} = 1.334 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= M C_p \Delta T \\ 0.465 \text{ Kg-mol} * 1.334 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * (498-298)^\circ\text{K} \\ &= \underline{124.091 \text{ Kcal}}\end{aligned}$$

ETILENO

$$C_p = 0.55 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{225^\circ\text{C}}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 6.48 \text{ Kg} * 0.55 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} * (225-25)^\circ\text{C}$$

$$= \underline{712.8 \text{ Kcal}}$$

ΔH Productos

$$\Delta H_p = \Delta H (\text{NITROGENO} + \text{AGUA} + \text{DCE} + \text{OXIGENO} + \text{ETILENO} + \text{HCl})$$

$$\Delta H_p = 35,233.60 + 91,319.2 + 21,032.32 + 290.04 + 124.09 + 712.8$$

$$\Delta H_p = \underline{148,712.00 \text{ Kcal}}$$

ΔH Reactivos

ETILENO

$$C_p = .37 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{30^\circ\text{C}}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 332.68 \text{ Kg} * 0.37 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} * (30-25)^\circ\text{C}$$

$$\underline{615.458 \text{ Kcal}}$$

HCl

$$C_p = 6.70 + 0.00084 T$$

$$\Delta H_{30^\circ\text{C}}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 6.70 (303-298) + \frac{0.00084 (303^2-298^2)}{2}$$

$$C_p = 34.762$$

$$\bar{C}_p = \frac{34.762}{(303-298)} = 6.952 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= M C_p \Delta T \\ &= 23.762 \text{ Kg-mol} * 6.952 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * (303-298)^\circ\text{K} \\ &= \underline{626.017 \text{ Kcal}}\end{aligned}$$

OXIGENO

$$C_p = 8.27 + 0.000258 T - \frac{187700}{T^2}$$

$$\Delta H_{30^\circ\text{C}}$$

$$\begin{aligned}\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT &= 8.27 (303-298) + \frac{0.000258 (303^2-298^2)}{2} \\ &\quad - \frac{187700}{(303-298)} \\ &= 37,540\end{aligned}$$

$$\bar{C}_p = \frac{37,540}{(303-298)} = 7,516.347 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= M C_p \Delta T \\ &= 5.94 \text{ Kg-mol} * 7,516.347 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * (303-298)^\circ\text{K} \\ &= \underline{223,235.524 \text{ Kcal}}\end{aligned}$$

NITROGENO

$$C_p = 6.50 + 0.001 T$$

$$\begin{aligned}\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT &= 6.50 (303-298) + \frac{0.001 (303^2-298^2)}{2} \\ &= 34.002\end{aligned}$$

$$\bar{C}_p = \frac{34.002}{(303-298)} = 6.80 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\Delta H_{30^\circ\text{C}}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= M C_p \Delta T \\ &= 25.539 \text{ Kg-mol} * 6.80 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ \text{K} * (303-298)^\circ \text{K} \\ &= \underline{868.390 \text{ Kcal}}\end{aligned}$$

ΔH Reactivos

$$\Delta H_r = \Delta H (\text{ETILENO} + \text{OXIGENO} + \text{NITROGENO} + \text{HCl})$$

$$\Delta H_r = 615.45 + 826.01 + 223,235.52 + 868.390$$

$$\Delta H_r = \underline{225,545.38 \text{ Kcal}}$$

$$Q = \Delta H_{\text{reac}} + \Delta H_p - \Delta H_r$$

$$\Delta H_{\text{reac}} 25^\circ \text{C} = -57.2 \text{ Kcal/mol}$$

BASE: 1 Hr

$$\Delta H_{\text{reac}} 25^\circ \text{C} = -57.2 \text{ Kcal/mol} * 11.881 \text{ Kg-mol}$$

$$= - \underline{679.59 \text{ Kcal}}$$

$$Q = -679.59 + 148,712.00 - 225,545.38$$

$$= \underline{-77,512.593 \text{ Kcal}}$$

BALANCE EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

| ENTRADA | Kg/Hora | Kg-mol/Hora |
|--------------|----------|-------------|
| NITROGENO | 715.10 | 25.539 |
| AGUA | 209.54 | 11.641 |
| DICLOROETANO | 1,141.49 | 11.64 |
| OXIGENO | 3.55 | 0.111 |
| ETILENO | 6.48 | 0.231 |
| HCl | 16.74 | 0.465 |

| SALIDA | Kg/Hora | Kg-mol/Hora |
|--------------|----------|-------------|
| NITROGENO | 715.10 | 25.539 |
| HCl | 16.74 | 0.465 |
| AGUA | 209.54 | 11.641 |
| OXIGENO | 3.55 | 0.111 |
| ETILENO | 6.48 | 0.231 |
| DICLOROETANO | 1,141.49 | 11.647 |

Temperatura de referencia = 25°C

Temperatura de entrada = 225°C

Temperatura de salida = 60°C

ΔH SALIDA

AGUA

$$C_p = 1.00 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ (estado líquido)}$$

$$= 9.729 \text{ Kcal/Kg-mol} \text{ (calor latente de vaporización)}$$

$$C_p = 8.22 + 1.5 \cdot 10^{-4}T + 1.34 \cdot 10^{-6}T^2 \text{ (estado gaseoso)}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 8.22 (498-373) + \frac{1.5 \cdot 10^{-4} (498^2 - 373^2)}{2} \\ + \frac{1.34 \cdot 10^{-6} (498^3 - 373^3)}{3} \\ = 1,067.37$$

$$C_p = \frac{1,067.37}{(498-373)} = 8.53 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T - n + M C_p \Delta T$$

$$(373-498)^\circ\text{K} * 8.53 \text{ Kcal/Kg-mol}^\circ\text{K} * 11.641 \text{ Kg-mol}$$

$$- 11.641 * 9.729 \text{ Kcal/Kg-mol} + 209.54 * 1.00 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$* (100-25)^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = -12,412.21 - 113.25 - 15,715.5$$

$$\Delta H = \underline{-28,240.46 \text{ Kcal}}$$

DICLOROETANO

$$C_p = 0.4 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ a } 225^\circ\text{C}$$

$$C_p = 0.28 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ a } 60^\circ\text{C}$$

$$= 77.29 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T - n + M C_p \Delta T$$

$$\Delta H = (83.7-225)^{\circ}\text{C} * 0.4 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C} * 1,141.49 \text{ Kg} - 11.64 \text{ Kg} \\ * 72.29 \text{ Kcal/Kg} + 1,141.49 \text{ Kg} * 0.28 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C} * (25-83.7)^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H = -64,517.01 - 841.96 - 18,761.52$$

$$\Delta H = \underline{-84,120.49 \text{ Kcal}}$$

NITROGENO

$$C_p = 6.50 + 0.001 T$$

$$\Delta H_{60^{\circ}\text{C}}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 6.50 (333-298) + \frac{0.001 (333^2-298^2)}{2}$$

$$= 238.543$$

$$\bar{C}_p = \frac{238.543}{(333-298)} = 6.816 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 25.539 \text{ Kg-mol} * 6.816 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K} * (333-298)^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = \underline{6,092.58 \text{ Kcal}}$$

OXIGENO

$$C_p = 8.27 + 0.000258 T - \frac{187700}{T^2}$$

$$\Delta H_{60^{\circ}\text{C}}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 8.27 (333-298) + \frac{0.000258 (333^2-298^2)}{2}$$

$$+ \frac{187700}{(333-298)}$$

$$= 5,655.156$$

$$\bar{C}_p = \frac{5,655.156}{(333-298)} = 161.579 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$\Delta H = 0.111 \text{ Kg-mol} * 161.579 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K} (333-298)^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = \underline{627.73 \text{ Kcal}}$$

HCl

$$C_p = 6.70 + 0.00084 T$$

$$\Delta H_{60^{\circ}\text{C}}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 6.70 (333-298) + \frac{0.00084 (333^2-298^2)}{2}$$
$$= 243.775$$

$$C_{\bar{p}} = \frac{243.775}{(333-298)} = 6.97 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = 0.465 \text{ Kg-mol} * 6.97 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K} * (333-298)^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = \underline{113.436 \text{ Kcal}}$$

ETILENO

$$C_p = 0.42 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_{60^{\circ}\text{C}}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 6.48 \text{ Kg} * 0.42 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C} * (60-25)^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H = \underline{95.256 \text{ Kcal}}$$

$$\Delta H \text{ salida} = \Delta H(\text{AGUA} + \text{DCE} + \text{NITROGENO} + \text{OXIGENO} + \text{ETILENO} + \text{HCl})$$

$$= -28,240.46 - 84,120.49 + 6,092.58 + 627.73 + 113.43$$

$$+ 95.25$$

$$= \underline{-105,431.984 \text{ Kcal}}$$

ΔH entrada

$$\Delta H_{225^{\circ}\text{C}}$$

$$C_p = 6.50 + 0.001 T$$

$$\bar{C}_p = 6.898 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$25.539 \text{ Kg-mol} * 6.898 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K} * (498-298)^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = \underline{35,233.604 \text{ Kcal}}$$

OXIGENO

$$C_p = 8.27 + 0.000258 T - \frac{187700}{T^2}$$

$$\Delta H_{225^{\circ}\text{C}}$$

$$\bar{C}_p = 13.065 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 0.111 \text{ Kg-mol} * 13.065 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K} * (498-298)$$

$$\Delta H = \underline{290.046 \text{ Kcal}}$$

HCl

$$C_p = 6.70 + 0.00084 T$$

$$\Delta H_{225^{\circ}\text{C}}$$

$$\bar{C}_p = 1.334 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 0.465 \text{ Kg-mol} * 1.334 \text{ Kcal/Kg-mol}^{\circ}\text{K} * (498-298)^{\circ}\text{K}$$

$$\Delta H = \underline{124.091 \text{ Kcal}}$$

ETILENO

$$C_p = 0.55 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{225^\circ\text{C}}$$

$$\Delta H = M C_p \Delta T$$

$$= 6.48 \text{ Kg} * 0.55 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} * (225-25)^\circ\text{C}$$

$$\Delta H = \underline{712.8 \text{ Kcal}}$$

$$\Delta H \text{ entrada} = \Delta H(\text{AGUA} + \text{DCE} + \text{NITROGENO} + \text{OXIGENO} + \text{ETILENO} + \text{HCl})$$

$$= 35,233.604 + 290.046 + 124.091 = 712.8$$

$$\Delta H \text{ entrada} = \underline{36,360.541 \text{ Kcal}}$$

$$Q = \Delta H \text{ salida} - \Delta H \text{ entrada}$$

$$Q = -105,431.948 - 36,360.541$$

$$Q = \underline{-141,792.489 \text{ Kcal}}$$

BALANCE EN EL TANQUE SEPARADOR DE FASES

Los materiales que salen del tanque tienen una temperatura de 60 C y a esa misma temperatura entran, por lo tanto la diferencia de calor de los materiales entre la entrada y la salida es igual a cero.

$$Q = 0$$

CAPITULO VI

DISEÑO DE EQUIPO

DISEÑO DE EQUIPO

DISEÑO DEL REACTOR

El diseño del reactor en este proceso es un punto muy importante ya que de él depende gran parte del proceso.

El reactor usado en este proceso es uno vertical de cama fija con tubos múltiples. El catalizador es empacado en los tubos, y el líquido de enfriamiento fluye por la coraza.

REACCION:



En base a la reacción y al % de conversión (98%) vamos a calcular la concentración en la salida de productos y reactivos.

| | <u>MOLES INICIALES</u> | <u>MOLES</u> | <u>C ENTRADA</u> | <u>MOLES RESTANTES</u> | <u>C SALIDA</u> |
|---|------------------------|--------------|------------------|------------------------|-----------------|
| A | 1 | -(1)(.98) | 28.57 | .02 | 0.98 |
| B | 2 | -(2)(.98) | 57.14 | .04 | 1.97 |
| C | 0.5 | -(.5)(.98) | 14.28 | .01 | 0.49 |
| D | 0 | +(1)(.98) | - | .98 | 48.27 |
| E | 0 | +(1)(.98) | - | .98 | 48.27 |
| | <hr/> | <hr/> | <hr/> | <hr/> | <hr/> |
| | 3.5 | | 100% | 2.03 | 100% |

Haora vamos a calcular las presiones parciales del O₂ y del H₂O.

$$\text{Presión total} = 1.5 \text{ atm}$$

$$P = 1140 \text{ mm Hg}$$

$$P_a = Y_a P$$

$$P_{C_2H_4} = \frac{.97}{100} * 1140 \text{ mm Hg} = 11.058 \text{ mm Hg}$$

$$P_{O_2} = \frac{.48}{100} * 1140 \text{ mm Hg} = 5.472 \text{ mm Hg}$$

$$P_{H_2O} = \frac{47.8}{100} * 1140 \text{ mm Hg} = 544.92 \text{ mm Hg}$$

Y con la ecuación:

$$r = \frac{6.83 * 10 \quad P(C_2H_4) (O_2)}{(1 + 0.0017 P(C_2H_4) + 0.0355 P(O_2) + 0.0165 P(H_2O))}$$

$$r = \frac{1.766731 * 10}{(1 + 0.018799 + 8.30426 * 10 + 8.99118)}$$

$$r = 1.734315 * 10 \quad \text{moles de DCE/Lt-sg}$$

$$* 98 \text{ Kg/mol} = 1.699628 * 10 \quad \text{Kg/Lt-sg}$$

Y por último ya con la r vamos a calcular el volumen del reactor con la ecuación:

$$V = \frac{F X}{r}$$

$$F = 1,378.23 \text{ Kg/hr} * 1 \text{ hr}/3600 \text{ sg} = .3824 \text{ Kg/sg}$$

$$V = \frac{.3824 \text{ Kg/sg} * .98}{1.699628 * 10 \text{ Kg/Lt-sg}}$$

$$V = 20,074.92 \text{ Lt}$$

INTERCAMBIADOR DE CALOR

Intercambiador de calor de coraza y tubos. U de diseño para solventes orgánicos con alto contenido de gases no condensables (lado coraza) y agua o salmuera (lado tubo).

La coraza y tubos son construidos de acero al carbón.

$$U \text{ de diseño} = 60 \text{ BTU/ F pie}^2 \text{ hr}$$

$$Q = M C_p \Delta T = U A \Delta T$$

$$Q = 141,792.48 \text{ Kcal}$$

$$Q = 562,916.14 \text{ BTU}$$

$$T \text{ del fluido frío (agua)} = 25 - 70 = 45 \text{ C}$$

$$T \text{ F} = 9/5 (45) + 32 = 113 \text{ F}$$

entonces:

$$A = 83.02 \text{ pies}^2$$

$$\text{costo} = 2,500,000 (37)$$

REACTOR

REACTOR Reactor tubular con capacidad de 5,000 gal, construido de acero al carbón.

Dimensiones:

$$\text{Diámetro exterior (plg)} = 102$$

$$\text{Altura (plg)} = 125$$

$$\text{Area de transferencia de calor} = 362 \text{ pies}^2$$

$$\text{costo} = 10,500,000 (38)$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ETILENO

Tanque construido de acero al carbón con una capacidad de 55,890 Kg (abastecimiento semanal).

$$= M/V$$

$$V = \frac{55,890 \text{ Kg}}{1.2644 \text{ kg/Lt}} = 44,202 \text{ Lt} * \frac{1 \text{ Gal}}{3.8 \text{ Lt}}$$

$$V = 11,632.36 \text{ Gal} \quad 12,000 \text{ Gal} \quad (\text{tanque esférico})$$

$$\text{Volúmen de esfera} = \frac{4}{3} r^3$$

entonces:

$$r = 2.193 \text{ metros}$$

$$\text{costo} = 5,500,000 \text{ (39)}$$

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE HCl

Tanque cilindrico para abastecimiento semanal de HCl construido de acero al carbón con una capacidad de 143,717 Kg.

$$= M/V$$

$$V = \frac{143,717 \text{ Kg}}{1.6394 \text{ Kg/Lt}} = 87,664 \text{ Lt} * \frac{1 \text{ Gal}}{3.8 \text{ Lt}}$$

$$V = 23,069 \text{ Gal}$$

$$\text{Volúmen de un cilindro} = r^2 l$$

entonces:

$$r = 1.86 \text{ metros}$$

$$l = 8 \text{ metros}$$

$$\text{costo} = 8,500,000 \text{ (40)}$$

TANQUE SEPARADOR DE FASES

Tanque separador de fases construido de acero al carbón con capacidad para 600 Gal.

Costo = 3,500,000 (41)

TANQUE PARA ALMACENAMIENTO DE DICLOROETANO

Tanque construido de acero al carbón con capacidad para 50,000 Gal.

Costo = 9,000,000 (42)

EQUIPO ADICIONAL

1 compresor

Costo = 10,000,000 (43)

2 bombas

Costo = 5,000,000 (44)

CAPITULO VII

LOCALIZACION DE LA PLANTA

LOCALIZACION DE LA PLANTA

En al desarrollo de un proyecto, la ubicación de la planta productora juega un papel muy importante desde el punto de vista económico, pues muchas veces el hecho de encontrarse una planta en el lugar que no es el adecuado, se puede incurrir en gastos excesivos ya sea por transporte de materias primas, combustible, producto terminado, o cualquier otro tipo de gastos y obligar a cerrar la planta o trabajar con pérdidas.

Los factores mas importantes para la ubicación de la planta descrita en este estudio son:

- Suministro de materias primas
- Servicios (electricidad, agua y combustibles)
- Proximidad de mercados
- Medios de transporte
- Mano de obra

De todos los factores mencionados, el mas importante es el suministro de materias primas debido a que son materiales muy voluminosos por ser gases.

El etileno actualmente se produce en:

- Reynosa Tamaulipas
- Pajaritos Veracruz
- Cd. Madero Tamaulipas
- Poza Rica Veracruz
- La Cangrejera Veracruz

Todas las plantas mencionadas son propiedad de Pétroleos Mexicanos.

El HCl se produce en:

- Celulosa y Derivados en Monterrey N.L.
- Industria Química del Istmo
- En la planta productora de cloruro de vinilo en Pajaritos Veracruz

De las opciones mencionadas anteriormente la mas importante es la última ya que se puede conseguir el HCl a un menor precio ya que éste es un subproducto de la pirólisis del dicloroetano para producir el cloruro de vinilo.

Como el dicloroetano es un petroquímico básico y la producción de estos compuestos en el país esta a cargo de Pétroleos Mexicanos, la planta para producir el dicloroetano se encontraria bien ubicada en terrenos de PEMEX, cerca o junto a la planta que produce etileno y asi facilitar el transporte de éste evitandose asi gastos por transporte del mismo.

En base a lo mencionado, el mejor lugar para la ubicación de la planta es en Pajaritos Veracruz, en terrenos de Pétroleos Mexicanos y cerca de la planta productora de etileno.

Con respecto a otros factores, se dispone en ese lugar de energia eléctrica proveniente de la planta hidroeléctrica

de Malpaso, Chiapas, agua y gas se pueden surtir de Poza Rica Veracruz.

Gran parte del mercado para la venta del dicloroetano se encuentra también en ese lugar ya que en Pajaritos se encuentra la planta productora de cloruro de vinilo.

Por otra parte se cuenta con medios de comunicación y transporte y hay suficiente mano de obra calificada en el lugar.

CAPITULO VIII

ANALISIS ECONOMICO

EQUIPO

COSTO DE EQUIPO

| <u>EQUIPO</u> | <u>COSTO</u> |
|---|-------------------|
| Tanque para almacenamiento de etileno | 5,500,000 |
| Tanque para almacenamiento de HCl | 8,500,000 |
| Reactor | 10,500,000 |
| Intercambiador de calor | 2,500,000 |
| Tanque separador de fases | 3,500,000 |
| Compresor | 10,000,000 |
| Dos bombas | 5,000,000 |
| Tanque para almacenamiento de dicloroetano | 9,000,000 |
| | <hr/> |
| TOTAL | <u>54,500,000</u> |

INVERSION INICIAL

| | | |
|---------------------------|-------|-------------|
| COSTO DEL EQUIPO | ----- | 54,500,000 |
| INSTALACION DEL EQUIPO | ----- | 4,905,000 |
| INSTRUMENTACION Y TUBERIA | ----- | 2,725,000 |
| | | ----- |
| TOTAL MAQUINARIA Y EQUIPO | | 62,130,000 |
| TERRENO | ----- | 12,000,000 |
| CONSTRUCCION | ----- | 40,000,000 |
| | | ----- |
| TOTAL INVERSION INICIAL | | 114,130,000 |

COSTO DE MATERIA PRIMA (MENSUAL)

| MATERIA PRIMA | CANTIDAD (Kg) | COSTO UNIT. | COSTO TOTAL |
|---------------------------|---------------|----------------|-------------------|
| ETILENO | 242,856.4 Kg | 49.66 Pesos/Kg | 12,060,249 |
| HC1 | 624,485.8 Kg | 25 pesos/Kg | 15,612,145 |
| OXIGENO | 138,765.7 Kg | 2.351 Pesos/Kg | 326,310 |
| COSTO MATERIA PRIMA | | | <u>27,998,704</u> |
| COSTO MATERIA PRIMA ANUAL | | | 335,984,448 |

COSTO MANO DE OBRA DIRECTA

| CANTIDAD | OCUPACION | SALARIO/DIA | SALARIO/MES |
|------------------|--------------|-------------|----------------|
| | | UNITARIO | TOTAL |
| 12 | OBREROS | 1,150.00 | 419,750 |
| 3 | SUPERVISORES | 3,666.00 | 334,522 |
| TOTAL SALARIOS | | | <u>754,272</u> |
| SALARIOS ANUALES | | | 9,051,264 |

COSTO DE PRODUCCION (1 MES)

MATERIA PRIMA ----- 27,998,704

MANO DE OBRA ----- 754,272

SERVICIOS ----- 2,000,000

TOTAL -----
30,752,976

TOTAL ANUAL 250,789,332

GASTOS DE OPERACION ANUALES

| | |
|--|------------|
| PREVISION SOCIAL (20% salarios) ----- | 1,810,252 |
| DEPRECIACION MAQUINARIA Y EQUIPO (10% anual) ----- | 5,187,000 |
| DEPRECIACION DE EDIFICIO (5% anual) --- | 2,000,000 |
| MANTENIMIENTO DE LA PLANTA ----- | 7,989,100 |
| MANTENIMIENTO Y REPOSICION DE EQUIPO (10% costo equipo) ----- | 5,450,000 |
| SEGUROS PLANTA (1% inv. inicial) ----- | 1,141,300 |
| PRESTACIONES: | |
| INFONAVIT (5% salarios) ----- | 452,563 |
| SEGURO SOCIAL (4% salarios) - | 362,050 |
| AGUINALDOS (15 dias salario) - | 371,970 |
| TOTAL PRESTACIONES | 1,186,583 |
| TOTAL GASTOS DE OPERACION | 23,680,435 |

GASTOS ADMINISTRATIVOS (ANUAL)

| | | |
|---|-------|------------------|
| GERENTE GENERAL | ----- | 4,197,500 |
| JEFE DE VENTAS | ----- | 2,098,750 |
| JEFE DE COMPRAS | ----- | 2,098,750 |
| SECRETARIAS (2) | ----- | 1,679,000 |
| EMPLEADO | ----- | 629,625 |
| VARIOS: (teléfono, papelería, mobiliario de oficina) | ----- | 3,000,000 |
| TOTAL | | <hr/> 13,703,625 |

VENTAS

Para 1986 vamos a suponer que se produjeron 8,000 ton y que se vendieron en su totalidad a 75 pesos/Kg.

En 1987 ya se vende la totalidad de la producción, que son 10,000 ton a 75 pesos/Kg.

INVERSION ACTIVO FIJO

| | |
|--|-------------|
| INVERSION TERRENO, PLANTA Y EQUIPO ----- | 114,130,000 |
| ACTIVO DIFERIDO ----- | 11,413,000 |
| | <hr/> |
| TOTAL ACTIVO FIJO | 125,543,000 |

Del total del activo fijo el 40% sera una aportación de capital y el 60% restante se pedira un crédito bancario.

| | |
|-----------------------------|------------|
| APORTACION DE CAPITAL ----- | 50,217,000 |
| CREDITO ----- | 75,325,000 |

ESTADO DE RESULTADOS (EN MILLONES DE PESOS)

| AÑO | 0 | 1986 | 1987 | 1988 | 1989 | 1990 |
|--------------------------|-----------|---------|---------|----------|-----------|-----------|
| INFLACION | | 1.0 | 1.45 | 1.45 | 1.40 | 1.40 |
| INVERSION ACTIVO FIJO | 125.543 | | | | | |
| INVERSION INICIAL | 114.130 | | | | | |
| ACTIVO DIFERIDO | 11.413 | | | | | |
| VOLUMEN | | 8,000 | 10,000 | 10,000 | 10,000 | 10,000 |
| PRECIO (POR TONELADA) | | 75,000 | 108,750 | 157,687 | 220,762 | 309,067 |
| VENTAS | | 600 | 1,087.5 | 1,576.87 | 2,207.625 | 3,090.675 |
| - COSTO DE PRODUCCION | | 319.384 | 535.1 | 775.895 | 1,086.253 | 1,520.761 |
| UTILIDAD BRUTA | | 280.615 | 552.399 | 800.98 | 1,121.372 | 1,569.913 |
| - GASTOS DE OPERACION | | 16.493 | 23.914 | 34.635 | 48.489 | 67.884 |
| - GASTOS ADMINISTRATIVOS | | 13.703 | 18.893 | 28.776 | 40.286 | 56.400 |
| U.A.I.R | | 250.419 | 509.592 | 737.569 | 1,032.597 | 1,445.629 |
| - I.S.R Y R.U.T | | 125.209 | 254.796 | 368.784 | 516.298 | 722.814 |
| UTILIDAD NETA | | 125.209 | 254.796 | 368.784 | 516.298 | 722.814 |
| + DEPRECIACION | | 7.187 | 7.187 | 7.187 | 7.187 | 7.187 |
| FLUJO NETO ANTES DE FIN | | 132.396 | 261.983 | 375.971 | 523.485 | 730.001 |
| APORTACION DE CAPITAL | 50.217 | 50.217 | | | | |
| CREDITOS BANCARIOS | 75.325 | 75.325 | | | | |
| FLUJO NETO DE EFECTIVO | (125.543) | 57.071 | 261.983 | 375.971 | 523.485 | 730.001 |
| FLUJO NETO DEFLACTADO | | 57.071 | 180.677 | 178.820 | 177.844 | 177.146 |

Ya con los flujos de efectivo obtenidos en el estado de resultados vamos a calcular la TIR (tasa interna de rendimiento) del proyecto.

$$\underline{TIR = 90.91\%}$$

PERIODO DE RECUPERACION

El periodo de recuperación es de 2 años.

RESULTADOS

$$\text{Costo de Capital} = 41.26\%$$

Después de comprobar que

$$TIR > CC$$

Y que el período de recuperación es aceptable entonces es recomendable la inversión.

CONCLUSIONES

Las conclusiones a las que se han llegado son las siguientes:

Es muy importante fabricar el producto para satisfacer la demanda existente ya que eso evitaría la necesidad de importación del producto causando esto un ahorro de divisas. Aparte que también beneficiaría a los trabajadores de la planta .

La producción no implica mayores problemas técnicos de los normales. La maquinaria y el equipo a usarse están dentro de las posibilidades reales de una empresa mexicana.

Con respecto a la decisión de invertir o no en este proceso, es seguro que el proyecto es rentable, como lo ha demostrado el análisis económico.

El enfoque que se ha dado a la fabricación del dicloroetano no ha pretendido efectuar un estudio detallado del mismo, sino desarrollar en forma general, los factores principales y básicos que han de ser tomados en consideración.

APENDICE

APENDICE A

PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS

| PROPIEDAD | VALOR |
|---|----------|
| punto de fusión, C | -35.3 |
| punto de ebullición, C | 83.7 |
| densidad a 20 C, g/L | 1.2529 |
| viscosidad a 20 C, cP | 0.84 |
| tensión superficial a 20 C, mN/m | 31.38 |
| calor especifico a 20 C, J/(g-K) | |
| liq | 1.288 |
| gas | 1.066 |
| calor latente de vapor J/g | 323.42 |
| calor latente de fusión J/g | 88.36 |
| temperatura critica, C | 290 |
| presión critica, MPa | 5.36 |
| densidad critica, g/L | 0.44 |
| limites explosivos en el aire, % vol | 6.2-15.6 |
| temperatura de autoignición en el aire, C | 413 |
| conductividad termica, W/(m-K) | 0.143 |
| calor de combustión, kj/g | 12.57 |
| calor de formación kJ/(g-mol) | |
| liq | 157.3 |
| vap | 122.6 |
| constante dielectrica | |
| liq | 10.45 |
| vap | 1.0084 |
| coeficiente de expansión cubica, mL/g | 0.00116 |
| presión de vapor, kPa | |
| 10 C | 5.3 |
| 20 C | 8.5 |
| 30 C | 13.3 |

PROPIEDADES DEL DICLOROETANO EN FUNCION DE LA TEMPERATURA

| temperatura C | presión (Lb/plg) | capacidad calorifica (cal/g C) | densidad (g/mL) | viscosidad (cP) | tensión superficial (dinas/cm) | conductividad termica (cal/cm-s-C) | calor de vaporización (cal/g) |
|------------------|----------------------|--------------------------------------|--------------------|--------------------|--------------------------------------|--|-------------------------------------|
| -50 | | 0.295 | 1.35 | | 41.0 | 3.45 | 92 |
| 0 | 0.445 | 0.305 | 1.27 | 1.13 | 34.8 | 3.25 | 87 |
| 25 | 1.60 | | | | | | |
| 50 | 4.63 | 0.315 | 1.20 | 0.60 | 28.5 | 3.05 | 81 |
| 75 | 11.3 | | | | | | |
| 100 | 23.8 | 0.337 | 1.12 | 0.36 | 22.3 | 2.98 | 76 |
| 150 | 76.9 | 0.390 | 1.05 | 0.22 | 16.0 | 2.90 | 70 |
| 200 | 193.1 | | | | | | 58 |
| 250 | 416.2 | | | | | | 40 |

REACCIONES QUIMICAS

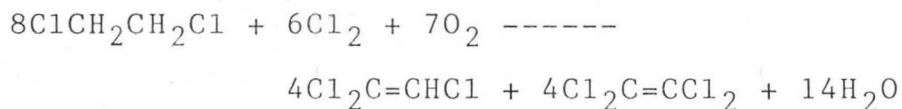
1.- Deshidroclorinación a cloruro de vinilo:



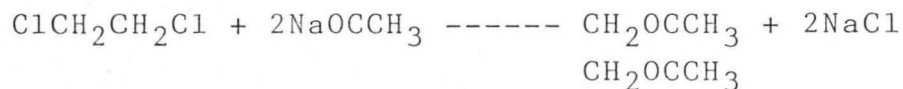
2.- Clorinación termica a percloroetileno y tetracloruro de carbono usando cloro en un 10% exceso:



3.- Oxidación a tricloroetileno y percloroetileno:



4.- Reacción con sales de ácidos orgánicos para producir ésteres:



5.- Reacción con alcoholes y óxidos de metal para producir éteres:



6.- Reacción con cianida de sodio para producir succionitrilo:



7.- Hidrólisis en solución básica para producir etilén-glicol:



TOXICIDAD

El dicloroetano tiene efectos tóxicos en el hígado y la cornea. La exposición al vapor o una inyección bajo la piel de animales produce necrosis e inflamación de la cornea.

En exposiciones cortas a altas concentraciones, irritaciones de los ojos, nariz y garganta son observados seguidos de mareos, náusea, vómitos, pulso rápido y pérdida de la conciencia. Exposiciones crónicas en períodos de varios meses pueden causar la pérdida del apetito, náusea y vomito y baja concentración de azúcar en la sangre. Con un repetido contacto con la piel se ha observado dermatitis.

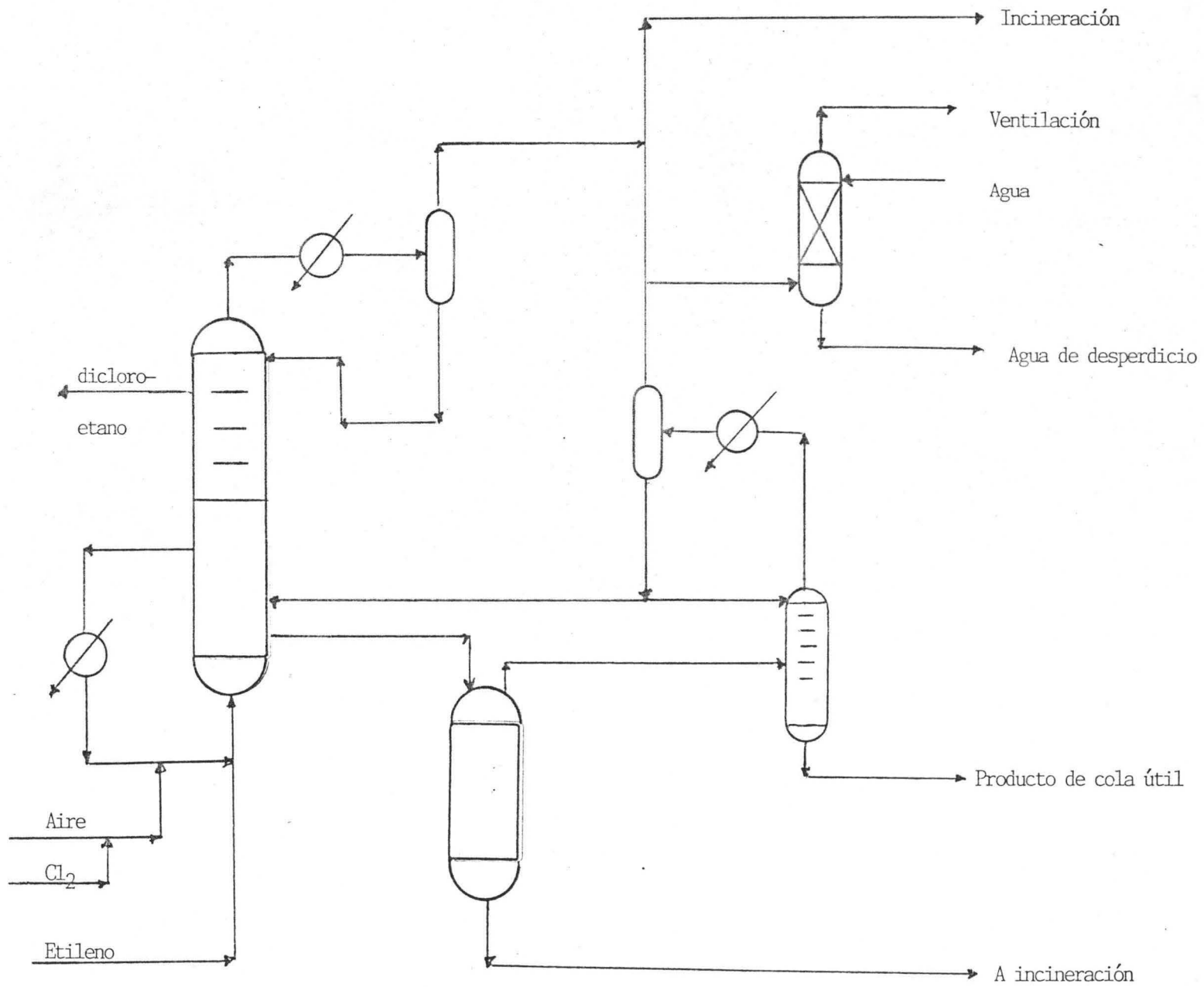


DIAGRAMA DEL PROCESO DE CLORINACION DEL ETILENO

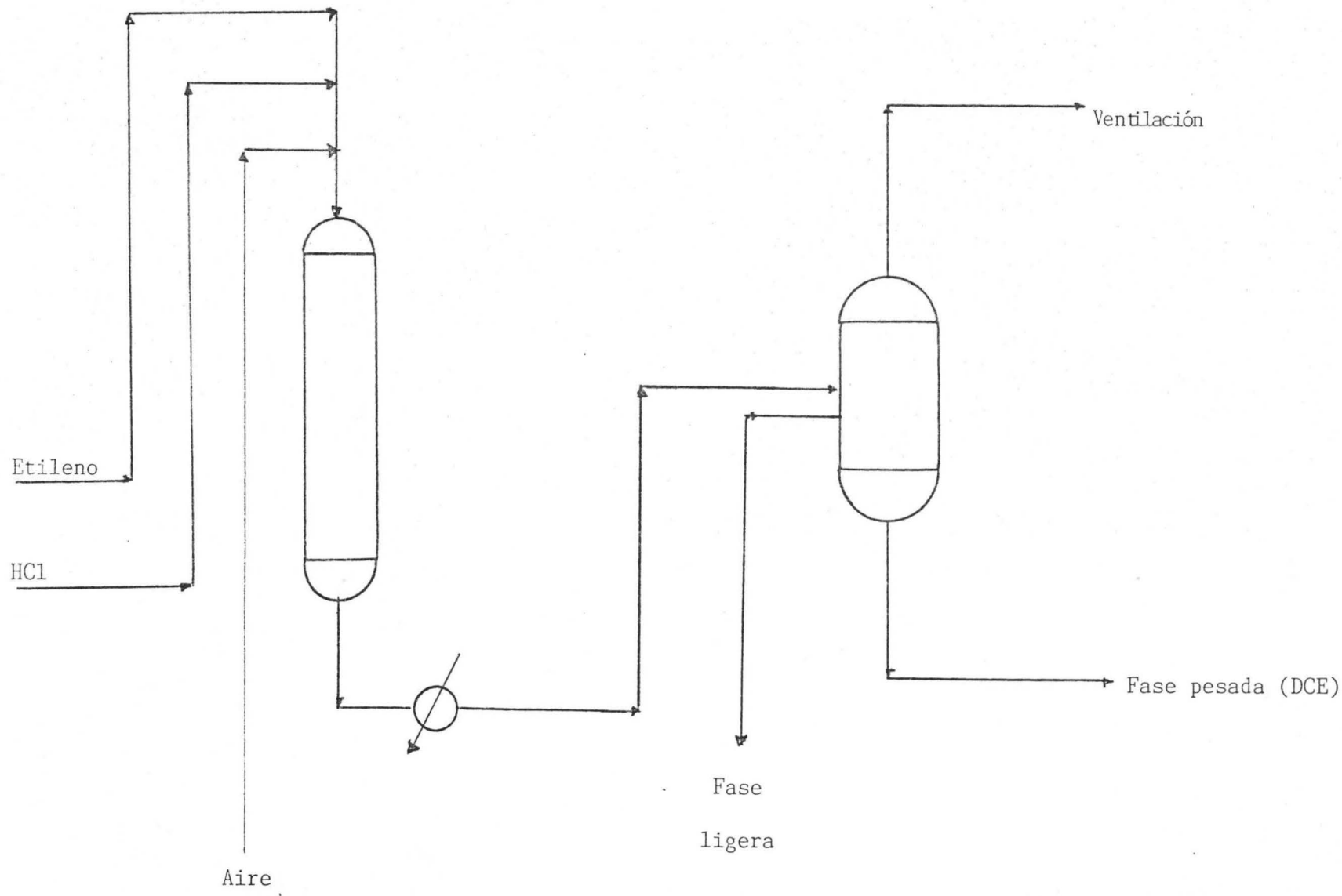
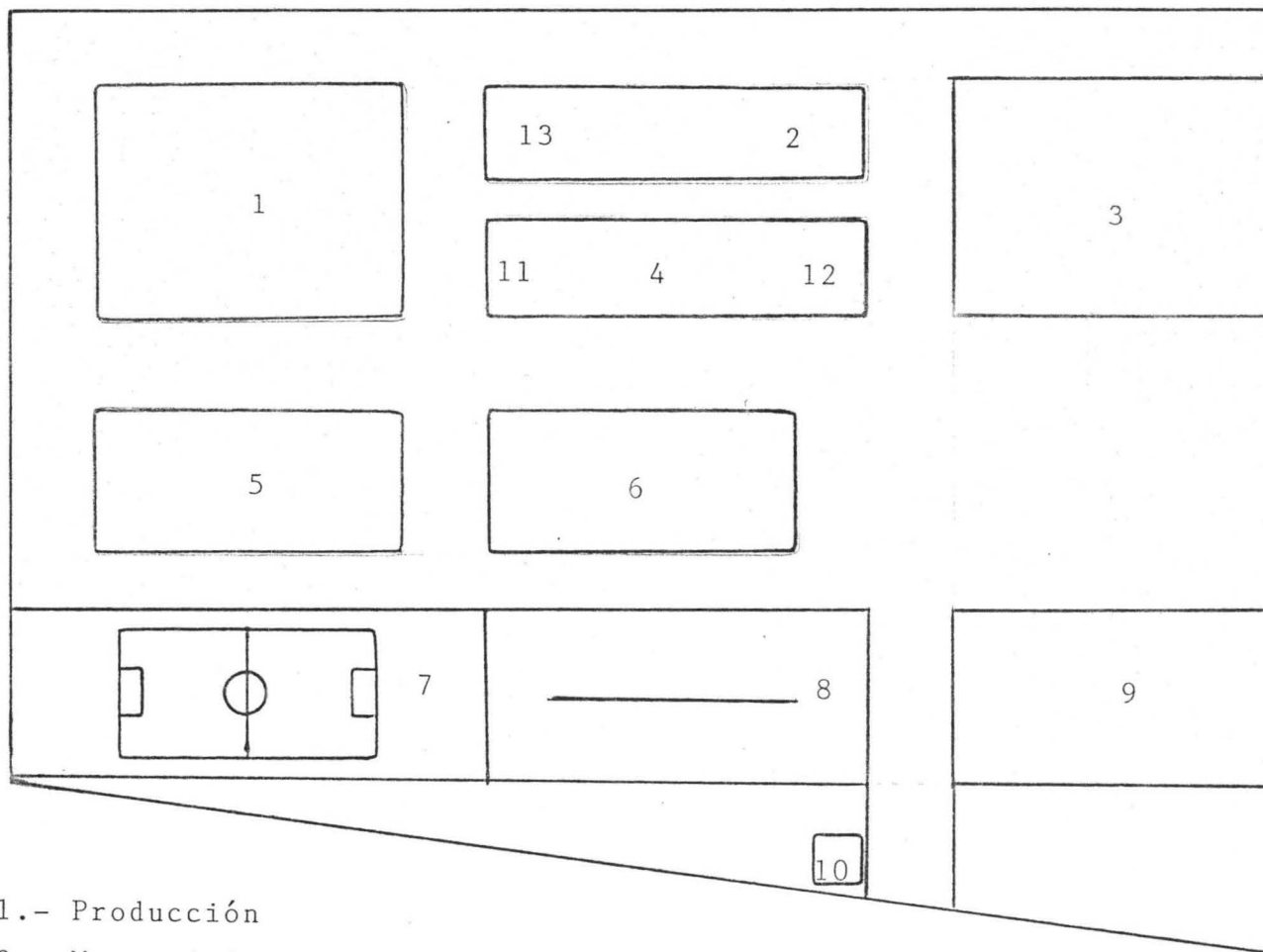


DIAGRAMA DEL PROCESO DE OXICLORINACION DEL ETILENO

PLANO MAESTRO DE CONJUNTO PARA UNA PLANTA
PRODUCTORA DE DICLOROETANO



- | | |
|-----------------------------|---------------------------------|
| 1.- Producción | 8.- Estacionamiento |
| 2.- Mantenimiento | 9.- Carga y descarga |
| 3.- Embarques | 10.- Caseta de vigilancia |
| 4.- Comedor | 11.- Almacén |
| 5.- Area de materias primas | 12.- Vestidores |
| 6.- Area administrativa | 13.- Area de producto terminado |
| 7.- Area recreativa | |

REFERENCIAS

- 1.- M.L Poutsma, J. AM. CHEM. SOC. 87, 2161-2171 (1965)
- 2.- B.E Kurtz y A. Amelion (Alleid Chemical Corp) U.S. Pat.
3,941,568 (1976).
- 3.- J. Strini y J. Castes (Rhone-Progil) U.S. Pat.
3,968,179 (1976).
- 4.- Stauffer Chemical Co. British Pat 1,422,303 (1976).
- 5.- L.E. Recarey, ION (Madrid), 36, 471-474 (1976).
- 6.- S.N. Bacasubtamanian, D.N. Rihoni y L.K. Doraiswamy, IND
ENG. CHEM. FUNDAM. 5(2), 184-188 (1966).
- 7.- B.E. Kurtz y A. Amelion (Alleid Chemical Corp) U.S. Pat.
3,941,568 (1976).
- 8.- J.A.S. Hammond (U.S. Industrial Chem) U.S. Pat.
2,393,367 (1943).
Stauffer Chemical Co. British Pat. 1,422,303 (1976).
- 9.- D.B. Benedict (Union Carbide Corp.) U.S. Pat.
2,929,852 (1960).
- 10.- S.D. Cobswell, Chemical Economics Handbook, Etylene
Dichloride, Stanford Research Institute, Menlo Park,
Calif. Feb. 1979.
- 11.- S.W. Pervier, Survey reports on Athmospherical Emission
from the Petrochemical industry. Vol 2, pp 134-142.
- 12.- D.H Hirsh (Union Carbide) U.S. Pat. 3,042,728 (1962).
- 13.- J.L Dunn (Dow Chemical Co.) U.S. Pat. 2,866,830 (1958).
- 14.- C.E Hodges (Union Carbide) U.S. Pat. 3,055,955 (1962).
- 15.- J.L Price (Monsanto Chemical Co.) U.S. Pat.
3,010,913 (1961).

- 16.- J.L Dunn (Dow Chemical Co.) U.S. Pat. 2,866,830 (1958).
- 17.- W.F Engel (Shell Oil Co.) U.S. Pat. 3,210,431 (1965).
- 18.- S.E Penner (Frontier Chemical Co.) U.S. Pat.
3,198,222 (1964).
- 19.- Mc Guinty L. y Philip L.G. British Pat. 967,396 (Ki Ltd
) (1964).
- 20.- Guzhnovaskaya T.D, Sokol E.A, y Sonin E.V. U.S.S.R. Pat
520,124 (1976).
- 21.- Wakiyama S y Uchida K, U.S. Pat. 3,624,170 (Toyo Soda
Manufg. Co.) (1971).
- 22.- Neth. Pat. 6,611,699 (Shell Internationale Research N.V
(1968).
- 23.- Kominami N. y Yamazaki Y. Ger Offen. 1,618,030
(Asahi Chemical industry Co.) (1967).
- 24.- Hachemberg H, May G y Merten F, Ger Offen. 1,202,263
(Farbe Werke Hoechst) (1965).
- 25.- Suzuki Y, Sato K y inubushy S Jap Pat. 6,804,242 (Toa
Gosei Chemical Co.) (1973).
- 26.- Kasaka Y, Hayata M y Hisatomi Y U.S. Pat. 3,448,057
(Toya Soda Manufg. Co. Ltd.) (1969).
- 27.- Ada Y y Funami F. Jap. Pat. 7,519,524 (Asahi Glass Co.)
(1975).
- 28.- Antonin A, Du Crist G, Benaroy G Fr Pat. 1,555,518
(Product Chimiques Pechiney-Saint Gabain) (1969).
- 29.- Mastroly R.G Ger Offen. 2,411,457 (Vulcan Materials)
(1974).
- 30.- Campbell R.G, Doane E.P. Ger Offen. 2,630,938 (Stauffer
Chemical Co.) (1977).
- 31.- Hayakawa M, Yasuda K, Jap. Pat. 7,137,323 (Central

Glass Co.) (1971).

32.- Friend L. Wender L ADV. CHEM. SER. 70(1976) 178.

33.- H. Deacon, U.S. Pat 85, 370 (1886).

34.- O.W Cass (E.I. Du Pont) U.S. Pat. 2,308,489 (1943).

35.- G.W Horne (Shell Dev. Co.) U.S. Pat. 2,399,488 (1946).

36.- D.P Burke y R. Miller CHEM. WEEK pp 93-118 (agosto 22
1964).

37.- Vilbrant y Dryden Chemical Eng. Plant Design Cuarta Ed.
Mc. Graw Hill pp 216.

38.- IBID pp 207 y 217.

39.- IBID pp 217.

40.- IBID pp 217.

41.- Peters y Timerhaus Plant Design and Economics for Chem.
Eng. segunda Ed. Mc Graw Hill pp 477.

42.- Vilbrant y Dryden Chemical Eng. Plant Design Cuarta Ed.
Mc Graw Hill pp 216.

43.- Peters y Timerhaus Plant Design and Economics for Chem.
Eng. Segunda Ed. Mc Graw Hill pp 460.

44.- IBID pp 461.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Himmelblau, David, Principios y calculos Básicos para la Ingeniería Química.
México, Ed. CECSA, 1980.
- 2.- Instituto Mexicano del Comercio Exterior.
- 3.- Kirk, Raymond y Donald Othmer, Enciclopedia de Tecnología Química. 3a. Ed.
- 4.- Maron, Samuel H., Fisicoquímica Fundamental.
México, Ed. Limusa, 1978.
- 5.- Perry, H. Robert y Cecil H. Chilton, Chemical Engineer's Handbook.
México, Mc Graw Hill, 1982.

900572