

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química



Diseño de una Columna para la Purificación  
de Oxido de Etileno

T E S I S  
Que para obtener el Título de  
INGENIERO QUIMICO  
P r e s e n t a

Efraín R. Rentería Orozco

M-23753

1980



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.

**JURADO ASIGNADO:**

|                      |  |
|----------------------|--|
| <b>PRESIDENTE</b>    | <b><u>PROF. ROBERTO ANDRADE CRUZ</u></b>     |
| <b>VOCAL</b>         | <b><u>PROF. ANTONIO FRIAS MENDOZA</u></b>    |
| <b>SECRETARIO</b>    | <b><u>PROF. ARTURO LOPEZ TORRES</u></b>      |
| <b>1er. SUPLENTE</b> | <b><u>PROF. ALFONSO MONDRAGON MEDINA</u></b> |
| <b>2do. SUPLENTE</b> | <b><u>PROF. CARLOS BAZAN VILLEGAS</u></b>    |

**TEMA DESARROLLADO EN:** **BUFETE INDUSTRIAL S. A.**

**SUSTENTADO POR:** **EFRAIN B. RENTERIA OROZCO**

**ASESORADO POR:** **PROF. ANTONIO FRIAS MENDOZA**

A MIS PADRES Y

A MIS HERMANOS

Por el apoyo brindado durante  
el desarrollo de mi carrera \*

## I N D I C E .

### I.- INTRODUCCION

### II.- BASES Y DESARROLLO

- Descripción del Proceso
- Sistema de Purificación

### III.- DISEÑO Y CALCULO DEL SISTEMA

- Sistema óxido de etileno - acetaldehído, cálculo de las composiciones en equilibrio líquido - vapor.
- Balance de materia
- Cálculo del número de platos mínimo
- Cálculo del reflujo mínimo
- Determinación del reflujo óptimo
  - 1.- Reflujo externo
  - 2.- Número de platos teóricos
  - 3.- Eficiencia
  - 4.- Número de platos reales
  - 5.- Selección del tipo de plato
  - 6.- Selección del espaciamento entre plato
  - 7.- Diámetro de la columna
  - 8.- Requerimientos de agua de enfriamiento y vapor de calentamiento.
  - 9.- Estimación de las áreas del condensador y rehervidor
  - 10.- Estimación de los costos fijos, operación y costo total.

- Selección del reflujo óptimo, resumen y características de la columna.

IV.- CONCLUSIONES

V.- BIBLIOGRAFIA

## CAPITULO I.

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

El trabajo a realizar en este tema es el diseño de una columna de destilación que produzca óxido de etileno de bajo contenido de aldehído a partir de óxido de etileno de grado técnico.

El proceso de obtención de óxido de etileno de grado técnico será descrito brevemente con el objeto de situar el sistema de purificación a diseñar dentro del proceso en general. Posteriormente se fijarán las bases para el diseño del sistema, tomando en consideración el comportamiento del mismo y las condiciones en las que se recibirá la alimentación.

Se realizará el cálculo de la columna de purificación utilizando el método corto para la obtención del número de platos teóricos requeridos, determinando asimismo las composiciones en equilibrio y la eficiencia del sistema.

La determinación del reflujo óptimo será hecho mediante una evaluación económica. El cálculo de la columna está basado en formulaciones matemáticas empíricas.

El óxido de etileno es un producto petroquímico ampliamente usado como substancia intermedia en la fabricación de etilen glicol, polietilenglicoles y sus derivados, etanolaminas, poliesteres, algunos solventes y plastificantes y ciertos productos farmacéuticos.

También es usado como fumigante, fungicida y agente es-

terilizante, además de servir para la elaboración de una -- gran variedad de otros productos.

Se producen dos grados de este producto:

- a) Grado normal ó técnico
- b) Grado con bajo contenido de aldehido

El óxido de etileno de grado normal se utiliza en la -- elaboración de glicoles, debido a que la mayor parte de -- las instalaciones de ambos productos forman parte de una -- sola planta y puede aceptarse que la materia prima tenga -- un contenido alto de aldehido.

Sin embargo, si el óxido de etileno va a utilizarse pa-- ra otros fines ó hay necesidad de transportarlo grandes -- distancias, se ha encontrado que un alto contenido de alde-- hidos causa que estos se polimericen, con lo cual el pro-- ducto se ve afectado en sus propiedades, siendo así ya, no aceptable comercialmente.

Considerando lo anterior y tomando en cuenta que las es-- pecificaciones comerciales para el óxido de etileno son ca-- da vez más estrictas, se hace necesario reducir el conteni-- do de aldehidos en este producto, lo que puede realizarse mediante destilación.

Por lo tanto, se realizará el diseño matemático de una columna de purificación para óxido de etileno, a la cual -- se alimentará producto de grado técnico, obteniendose de -- la misma óxido de etileno con bajo contenido de aldehidos.

## CAPITULO II

### BASES Y DESARROLLO .

El óxido de etileno es uno de los productos químicos orgánicos que se producen en mayor tonelaje en el mundo, debido a que es un compuesto intermedio de gran aplicación en la industria química.

Uno de los usos principales de dicho producto es en la elaboración de etilenglicol, el cual es utilizado como anticongelante en los automóviles, además de servir como acondicionador de tabaco y para la elaboración de resinas alquídicas, etc.

Otros de los usos del óxido de etileno son:

- Elaboración de acrilonitrilo, producto intermedio en la producción de hule sintético buna N y plásticos acrílicos.
- Fabricación de dietilenglicol, trietilenglicol y sus derivados.
- Producción de monoetanolamina, dietanolamina y trietanolamina.
- Elaboración de derivados polioxietilenados, empleados como agentes de superficie activa, dispersantes, penetrantes, detergentes, estabilizadores, emulsificadores y agentes humidificantes.
- Elaboración de diésteres de polioxietileno, glicoléteres y ésteres ácidos grasos de glicoléteres, productos que han encontrado aplicación en el campo de los solventes y

plastificantes.

- Como producto intermedio en la síntesis de algunos medicamentos.
- Fumigante, fungicida y agente esterilizante, ya sea que se use solo ó conjuntamente con un diluyente inerte tal como el  $CO_2$ .
- Como agente de hidroxietilación en la modificación de almidón, celulosa, proteínas y otros productos naturales.
- En la elaboración de polímeros y copolímeros a partir -- del óxido de etileno, los cuales tienen propiedades útiles como agentes controladores de viscosidad.

Como puede observarse, este producto tiene una gran variedad de aplicaciones, razón por la que su demanda se ha incrementado notablemente.

En la república mexicana existe actualmente operando -- una planta en el complejo petroquímico situado en pajari-- tos ver., la cual tiene una capacidad de 28,000 toneladas por año, encontrándose en la etapa de construcción otra -- planta, la cual producirá 100,000 toneladas por año, y que se localizará en la cangrejera ver., así mismo se está diseñando otra planta que producirá 200,000 toneladas por -- año y que se encontrará en morelos ver.

Las especificaciones comerciales del óxido de etileno -- son cada día más estrictas de tal forma que el paso de purificación del mismo ha progresado desde la no utilización.

de dicha etapa hace 20 años, hasta el uso hoy en día de un sistema de purificación caro, estrictamente diseñado y altamente instrumentado.

A continuación se indican las características que deben cumplir ambos grados de dicho producto:

ESPECIFICACIONES COMERCIALES PARA  
OXIDO DE ETILENO DE GRADO TECNICO

|                              |                |
|------------------------------|----------------|
| Oxido de etileno, % en peso  | 99.9 mínimo    |
| Color APHA                   | 10 máximo      |
| Aldehidos, como acetaldehido | 300 ppm máximo |
| Agua                         | 100 ppm máximo |
| CO <sub>2</sub>              | 20 ppm máximo  |

ESPECIFICACIONES COMERCIALES PARA  
OXIDO DE ETILENO - GRADO BAJO CON  
TENIDO DE ALDEHIDO.

|                              |                |
|------------------------------|----------------|
| Oxido de etileno, % en peso  | 99.9 mínimo    |
| Apariencia                   | clara          |
| Color APHA                   | 10 máximo      |
| Aldehidos, como acetaldehido | 10 ppm máximo  |
| Agua                         | 100 ppm máximo |
| CO <sub>2</sub>              | 10 ppm máximo  |

Como se indicó anteriormente, el óxido de etileno de -- grado normal se utiliza unicamente en la elaboración de -- glicoles, pero si el óxido de etileno va a utilizarse para la elaboración de otros productos y hay necesidad de trans

portarlo grandes distancias, se ha encontrado que un alto contenido de aldehidos causa que el producto ya no sea aceptable, debido a la polimerización de los mismos, originada por el calentamiento sufrido durante el traslado ( el óxido de etileno debe almacenarse bajo condiciones controladas de presión y temperatura ) .

En base a lo antes expuesto, es necesario reducir el contenido de aldehidos en el producto, lo que puede lograrse instalando un sistema de purificación. Dicho sistema consistiría de una columna de purificación y sus equipos complementarios ( condensador, rehervidor, tanque y bomba de reflujo ) .

Este trabajo se enfocará únicamente al diseño de la columna de purificación .

El sistema que se estudia se instalará en conexión con una planta con capacidad de 100,000 toneladas por año de producción de óxido de etileno de grado técnico .

Con objeto de entender mejor como se situaría el sistema de purificación en la planta y de indicar en que paso se forma cada subproducto no deseado, a continuación se hará una breve descripción del proceso utilizado en la obtención de óxido de etileno de grado técnico, asimismo, dicha descripción servirá de base para fijar las condiciones en las que operaría el sistema.

## DESCRIPCION DEL PROCESO

En el proceso utilizado para la obtención de óxido de etileno de grado normal, el etileno es oxidado con oxígeno puro en presencia de un catalizador de plata; la reacción se puede representar de la siguiente forma:



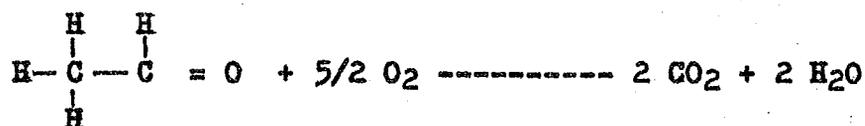
En esta misma reacción se forman como subproductos agua y bióxido de carbono. Se sabe que el CO<sub>2</sub> se forma por dos rutas diferentes:

Una de ellas es que el etileno reacciona directamente con el oxígeno para formar bióxido de carbono y agua con la formación de muchos compuestos de oxidación de vida extremadamente corta. La reacción total puede describirse como sigue:



La otra ruta de formación del CO<sub>2</sub> es mediante la oxidación del óxido de etileno. En este caso, el óxido de etileno primero se isomeriza a acetaldehído y este a su vez se oxida muy rápidamente a CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. La reacción controlante es la de isomerización del óxido de etileno. La reacción se puede representar en la siguiente forma:





Debido a que el acetaldehído formado en esta reacción es oxidado muy rápidamente a CO<sub>2</sub> y agua, solo pequeñas cantidades de él se encuentran presentes en el producto. Este acetaldehído será removido en el sistema de purificación. No se forma ningún otro subproducto en cantidades considerables.

En el agua de recicló ( mencionada en la descripción del proceso posteriormente ) se encuentran pequeñas cantidades de algunos ácidos orgánicos; no se sabe exactamente si estos ácidos se forman en el reactor ó en el mismo sistema de agua de recicló.

Estos ácidos orgánicos podrían ser producto de la oxidación del etilen-glicol el cual se acumula en el agua de recicló como resultado de la hidrólisis del óxido de etileno. De cualquier forma, las cantidades formadas de tales subproductos son muy pequeñas y no afectan en forma apreciable la productividad de la planta.

Con objeto de explicar en forma general el funcionamiento del reactor, deben definirse dos términos: Selectividad y Conversión.

$$\text{Selectividad} = \frac{\text{Moles de óxido de etileno formado}}{\text{Moles de etileno reaccionado}}$$

$$\text{Conversión} = \frac{\text{Etileno reaccionado}}{\text{Etileno alimentado por paso}}$$

En general la selectividad disminuye con el aumento de la conversión. La selectividad es controlada mediante la variación de la temperatura de reacción y la adición a la mezcla reaccionante de un inhibidor ( Dicloroetano ). Un incremento en la temperatura aumenta la conversión, pero disminuye la selectividad. Por otro lado, la adición del inhibidor aumenta la selectividad, pero disminuye la actividad del catalizador a una temperatura dada. Por lo tanto el inhibidor debe agregarse en cantidades muy pequeñas para obtener los mejores resultados; esto es, controlar la oxidación en el punto óptimo y suprimir, dentro de lo posible, las reacciones secundarias indeseables.

Una vez explicado en forma general lo básico en la obtención de óxido de etileno a continuación se describe la secuencia del proceso.

Los gases etileno, oxígeno y nitrógeno entran a la planta a una presión alta y se mezclan con gas de recicló pobre antes de entrar a la unidad de precalentamiento ( ver diagramas adjunto ).

La mezcla gaseosa es precalentada a la temperatura de reacción por medio de intercambio de calor con el gas que sale del reactor D - 110 en el cambiador gas - gas E - 111. La mezcla gaseosa así calentada pasa al reactor, donde 12.7 % del etileno reacciona por paso en el lado de los tubos.

El calor de reacción es removido circulando aceite por la coraza del reactor; el aceite es enfriado en el lado de los tubos del cambiador E - 110, generandose vapor de 22 - Kg / cm<sup>2</sup> A en el lado de la coraza.

El gas que sale del reactor es pasado por el cambiador gas - gas E - 111 para enfriarse a 101 °C . El gas frío pasa a la columna absorbadora D - 115 en donde se pone en contacto con agua de recirculación pobre para absorber el óxido de etileno y pequeñas cantidades de los otros gases, así como para condensar el agua formada en la reacción. El líquido en el fondo de la absorbadora ( agua de recirculación rica ) es enviado a la sección de recuperación de óxido de etileno.

El gas lavado ( gas de recirculación pobre ) pasa por el tanque separador ( la parte inferior de la absorbadora D - 115 ) y fluye luego al compresor de recicló C - 110 --

para recuperar las pérdidas de presión en el tren de reacción . La mayor parte del gas comprimido es recirculada al sistema de reacción, pero una pequeña parte es enviada a la sección de eliminación de CO<sub>2</sub> .

El CO<sub>2</sub> producido por la reacción es removido del sistema tratando una porción del gas de recirculación con una solución caliente de carbonato de potasio. Aproximadamente el 12 % del gas de recirculación, el cual contiene 12 % en volumen de CO<sub>2</sub> , es alimentado al contactor D - 210; aquí, el gas es puesto en contacto con una solución caliente de carbonato de potasio. El carbonato es convertido a bicarbonato por reacción con el CO<sub>2</sub> .

El gas del domo del contactor es enfriado a 43°C en el cambiador E - 211 para reducir la concentración de agua, ya que demasiada agua en el gas de alimentación al reactor inhibe la actividad del catalizador.

El gas enfriado es enviado al tanque separador F - 210 para separar todo el líquido antes de regresar el gas al sistema de reacción.

La solución de bicarbonato pasa del fondo del contactor a la regeneradora D - 220 mediante reducción de presión. La presión en el fondo del contactor es 23.6 Kg / cm<sup>2</sup> A , mientras que la regeneradora opera básicamente a presión atmosférica.

En la regeneradora se elimina el CO<sub>2</sub> mediante desorción con vapor de agua y calentamiento producido por el rehervi

E - 220 .

El gas del domo de la regeneradora que contiene aproximadamente 36 % en volúmen de CO<sub>2</sub> es venteado a la atmósfera.

La solución regenerada ( carbonato de potasio ) es recirculada al contactor mediante las bombas G - 220 A/B. - Con objeto de prevenir la corrosión se agrega dicromato de potasio al carbonato; asimismo puede agregarse un agente antiespumante. Una porción de la solución de carbonato pasa por el filtro M - 220 para remover partículas mayores de 10 micrones.

El agua de recirculación rica proveniente de la absorbidora D - 115 es precalentada antes de pasar a la columna agotadora D - 310, donde el óxido de etileno es desabsorbido del agua de recirculación.

Los fondos de esta columna que contienen 12 ppm en peso de óxido son bombeados a través de los cambiadores E - 312 y E - 313 para enfriarlos antes de regresarlos a la absorbidora del sistema de reacción como agua de recirculación agotada.

Una corriente de purga del agua de recirculación es tomada del rehervidor de la columna agotadora D - 310 y enviada a la unidad de recuperación de glicoles con objeto de purgar el glicol formado en el agua de recirculación y mantener su concentración en 2 % en peso aproximadamente.

En la columna D - 310 también son desabsorbidos los ga-

ses disueltos; etileno,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ , Ar y  $\text{CH}_4$ .

Los vapores de óxido de etileno y agua pasan del domo - de la columna al condensador E - 311, donde toda el agua y algo de óxido de etileno son condensados. La mezcla de condensado y vapor pasa entonces a la reabsorbedora D - 320, en donde el vapor de óxido de etileno no condensado es absorbido en agua de proceso fría. El vapor del domo de la reabsorbedora, el cual contiene principalmente  $\text{CO}_2$ , así como otros inertes y algo de etileno se ventea a la atmósfera.

El agua de proceso alimentada en el domo de la reabsorbedora proviene del fondo de la columna refinadora D - 410 el agua es enfriada a  $36^\circ\text{C}$  en el enfriador E - 321, y su flujo es ajustado para mantener en el fondo de la reabsorbedora 10 % en peso de óxido de etileno.

Con objeto de mejorar la absorción de óxido de etileno en la sección del fondo de la reabsorbedora, parte de la solución del fondo se enfría en E - 322, de  $48^\circ\text{C}$  a  $36^\circ\text{C}$  y se recircula a la sección empacada del fondo.

La solución acuosa de óxido de etileno es enviada a la columna refinadora D - 410 desde el fondo de la reabsorbedora a través de las bombas G - 320 A/B.

Los fondos de la columna reabsorbedora, que contienen el óxido de etileno absorbido en agua, son precalentados a  $90^\circ\text{C}$  antes de entrar a la columna refinadora. En esta columna, el óxido de etileno más pequeñas cantidades de  $\text{CO}_2$

disuelto y otros gases son destilados por el domo a una -- presión de 3.4 Kg / cm<sup>2</sup> A .

El calor es suministrado a la columna a través del re-- hervidor E - 410. Los fondos de esta columna a 143 °C son transferidos por las bombas G - 410 A/B al cambiador E - 412 ( 95 % ) y al rehervidor de la columna agotadora de -- CO<sub>2</sub> ( el 5 % restante ). Estas dos corrientes son recombina-- das y recirculadas a los sistemas de reabsorción y desor-- ción a 96 °C .

El vapor del domo de la refinadora D - 410 junto con el vapor del domo de la agotadora de CO<sub>2</sub> D - 420 son parcial-- mente condensados en E - 411. El vper no condensado de -- E - 411, el cual contiene aproximadamente 8 % en volúmen - CO<sub>2</sub> es regresado a la absorbedora para recuperar el óxido de etileno presente en esa corriente. El vapor de óxido re-- gresado a la reabsorbedora equivale al 2 % del óxido total alimentado a la refinadora. Una parte del condensado del -- domo es regresado a la columna D - 410 como reflujo y el -- resto es alimentado a la agotadora de CO<sub>2</sub> D - 420 mediante las bombas G - 411 A/B .

El destilado de la refinadora D - 410 que se ha conden-- sado en E - 411 contiene una pequeña cantidad de CO<sub>2</sub> di -- suelto y este es eliminado del óxido de etileno en la ago-- tadora D - 420, la cual es una pequeña columna empacada. El vapor de agotamiento es generado por el rehervidor E - 420, el cual es un haz interno de tubos en " U " colocado

en la base de dicha columna. El calor al rehervidor es suministrado por un pequeño flujo de los fondos de la refinadora, como se indicó anteriormente.

Debido a que la cantidad de  $\text{CO}_2$  disuelto es pequeña, el vapor que proviene del domo de la columna D - 420 contiene principalmente óxido de etileno y por lo tanto, es regresado al condensador E - 411 con objeto de reducir el contenido de este compuesto por condensación parcial. El vapor no condensado, concentrado en  $\text{CO}_2$ , es recirculado a la reabsorbidora D - 320 con objeto de recuperar el óxido de etileno que queda en esta corriente.

El óxido de etileno refinado, libre de  $\text{CO}_2$ , es enfriado y enviado a almacenamiento.

Hasta aquí, se ha explicado el proceso para la producción de óxido de etileno tal y como se tiene actualmente.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 Sistema de Refinacion de Oxido  
 Diagrama 4

Efraín Rentería O.  
 México, D.F.

Tesis Profesional  
 1980

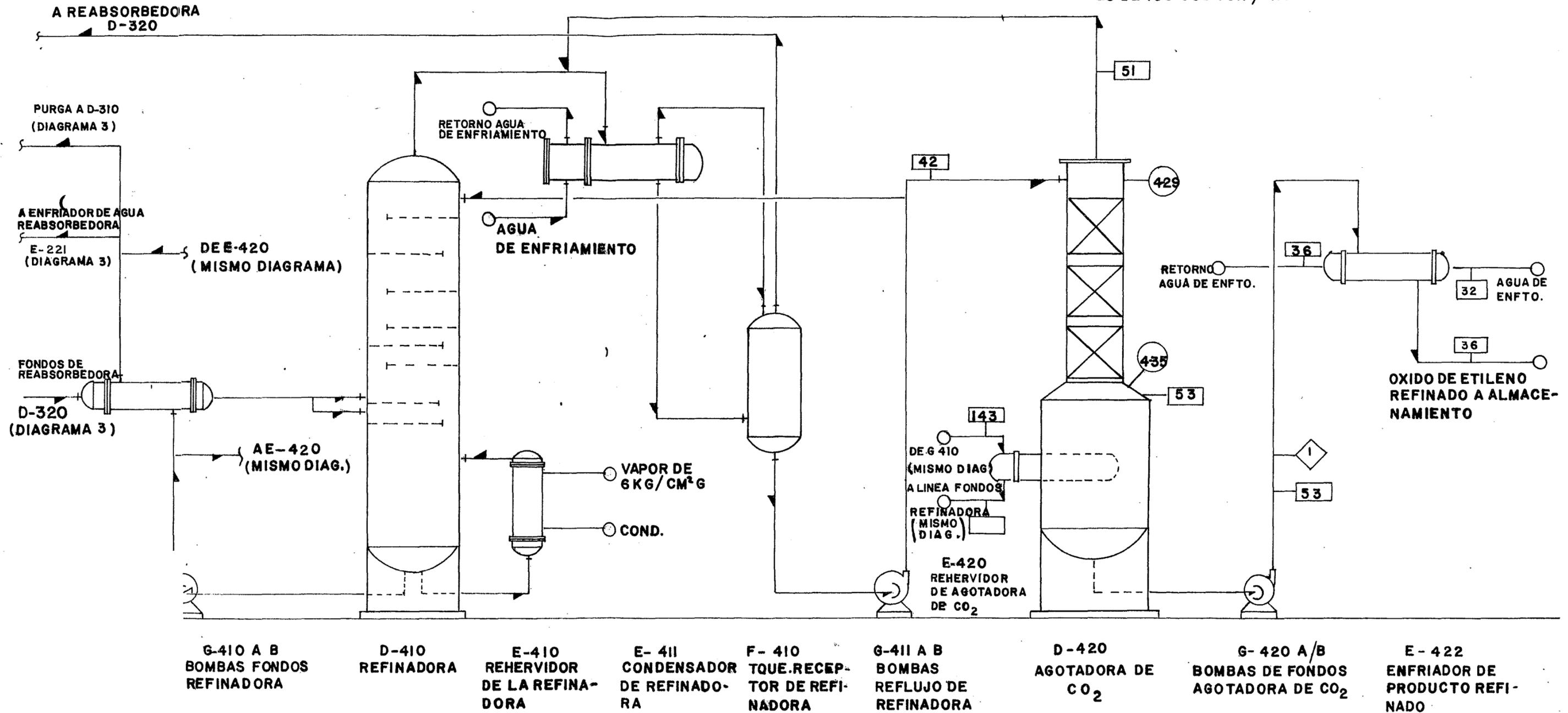
CLAVES

- ◇ CORRIENTE N°
- TEMPERATURA °C
- PRESION Kg/cm<sup>2</sup> ABS

CORRIENTE N-1

| OXIDO DE ETILENO REFINADO |          |          |          |         |
|---------------------------|----------|----------|----------|---------|
| COMPONENTE                | P. M.    | KG/HR    | MOLES/HR | % PESO  |
| OXIDO DE ETILENO          | 44.05    | 12,496.8 | 283.7    | 99.97   |
| DIOXIDO DE CARBONO        | 44.01    | 0.1      | 0.0023   | 8 PPM   |
| AGUA                      | 18.02    |          |          |         |
| MONOETILENGLICOL          | 62.07    |          |          |         |
| TOTAL DE ALDEHIDOS        | 44 PROM. | 3.1      | 0.0023   | 250 PPM |
| TOTAL                     |          | 12500.0  | 283.77   | 100.00  |

NOTAS: 1- LA PRODUCCION DE OXIDO DE ETILENO REFINADO ES DE 100 000 TON./AÑO

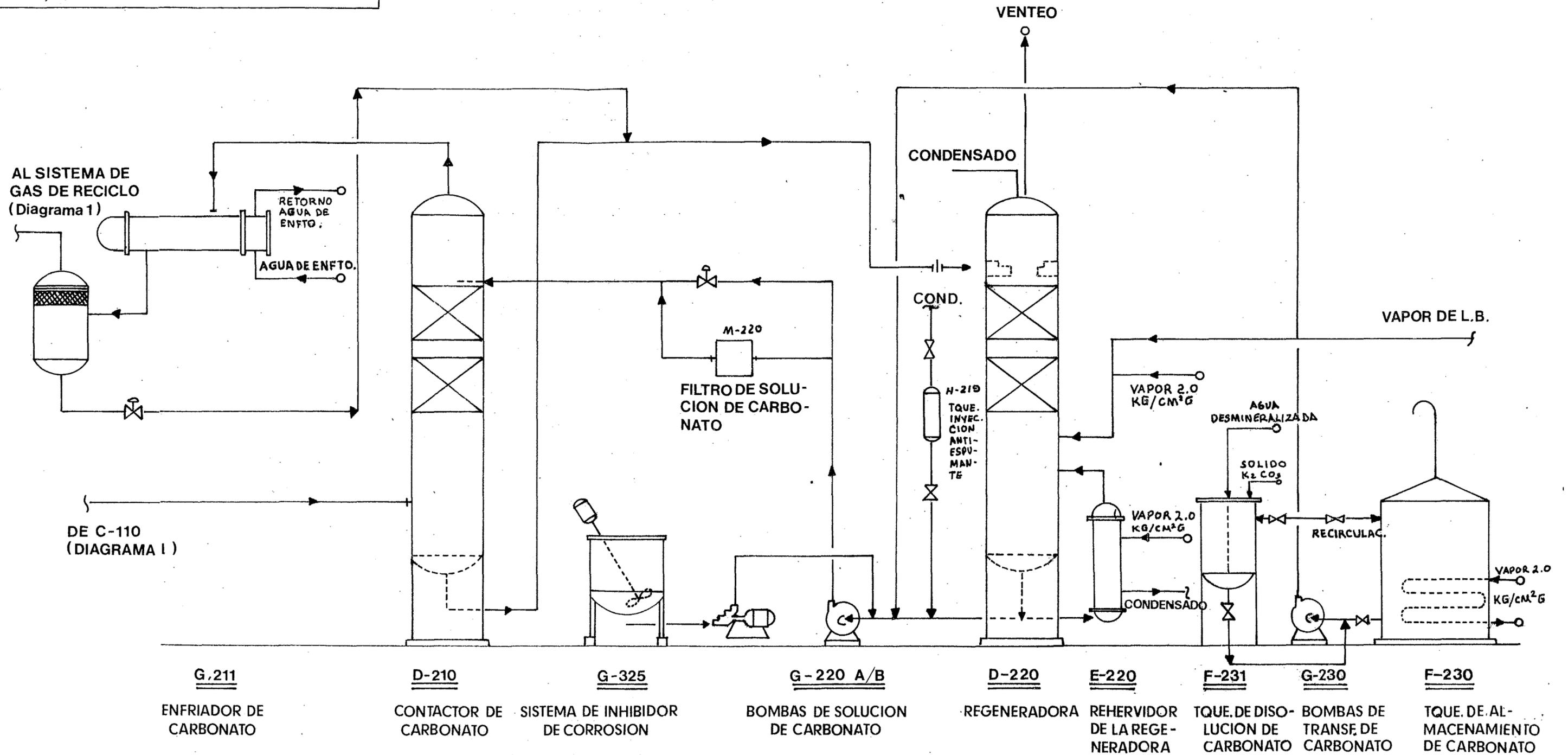




UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 Sistema de Remoción de  $\text{CO}_2$   
 Diagrama 2

Efraín Rentería O.  
 México, D.F.

Tesis Profesional  
 1980



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 Sistema de Reacción y Absorción  
 Diagrama 1

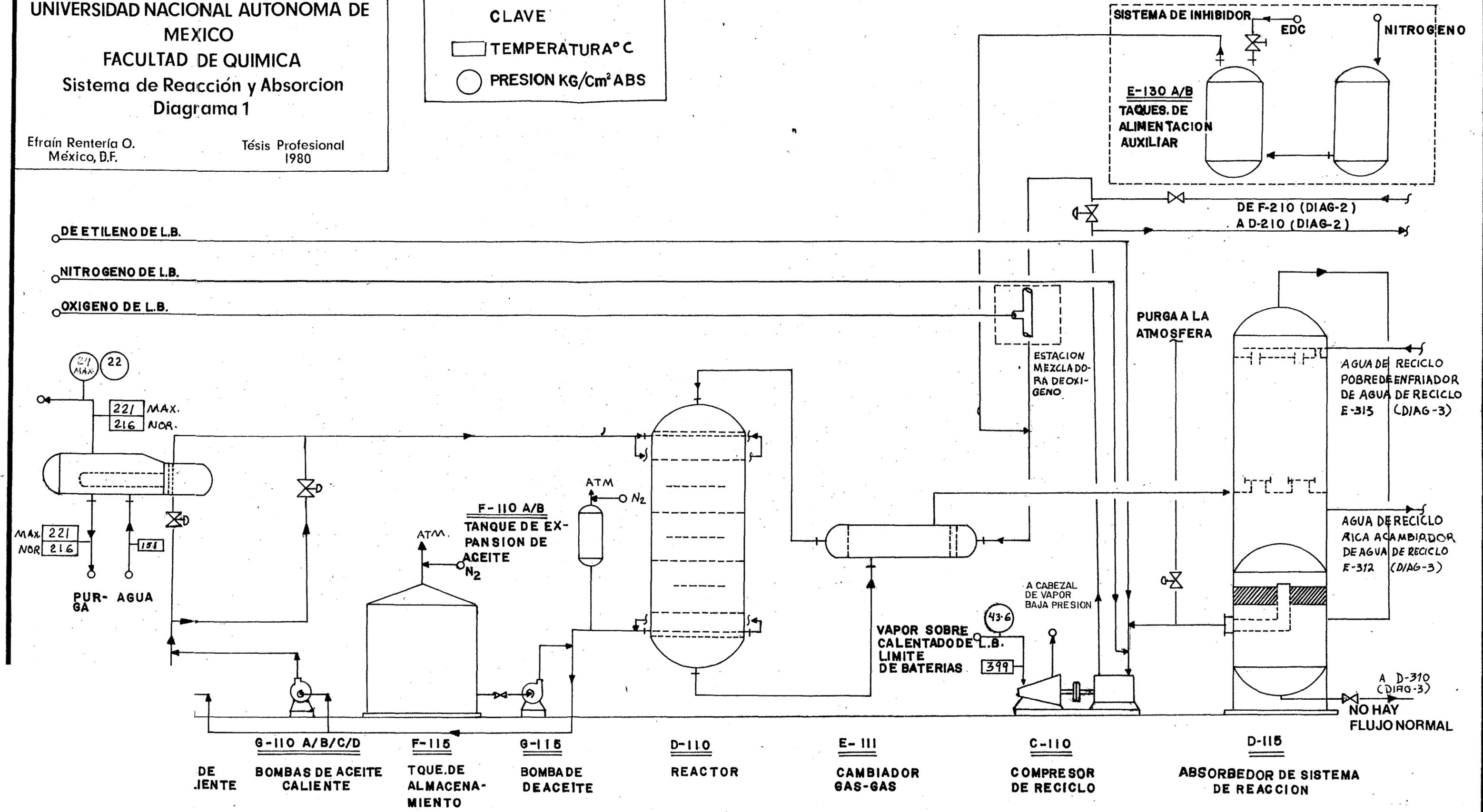
Efraín Rentería O.  
 México, D.F.

Tesis Profesional  
 1980

CLAVE

□ TEMPERATURA °C

○ PRESION KG/Cm<sup>2</sup> ABS



## SISTEMA DE PURIFICACION

De acuerdo a lo indicado anteriormente, es necesario remover los aldehidos contenidos en el producto óxido de etileno para poder cumplir con las especificaciones comerciales del mismo ya indicados; esto puede lograrse sometiendo la mezcla que forma el producto a un proceso de destilación.

Como se sabe, el objeto de la destilación es separar, mediante la vaporización, una mezcla líquida de componentes volátiles miscibles en sus componentes individuales, aprovechando la diferencia en sus puntos de ebullición.

El acetaldehido, el cual es un isómero de óxido de etileno con punto de ebullición ligeramente más alto, será concentrado en el fondo de la columna de purificación.

El óxido de etileno, por tener un punto de ebullición más bajo que el acetaldehido se concentrará en el domo de la columna. ( ver figura 1 )

Los puntos de ebullición de óxido de etileno y acetaldehido a la presión de 760 mm Hg son los siguientes :

|                    |         |
|--------------------|---------|
| - Oxido de etileno | 10.7 °C |
| - Acetaldehido     | 20.8 °C |

Para el diseño y operación de una columna de destilación se deben considerar los siguientes factores fundamentales:

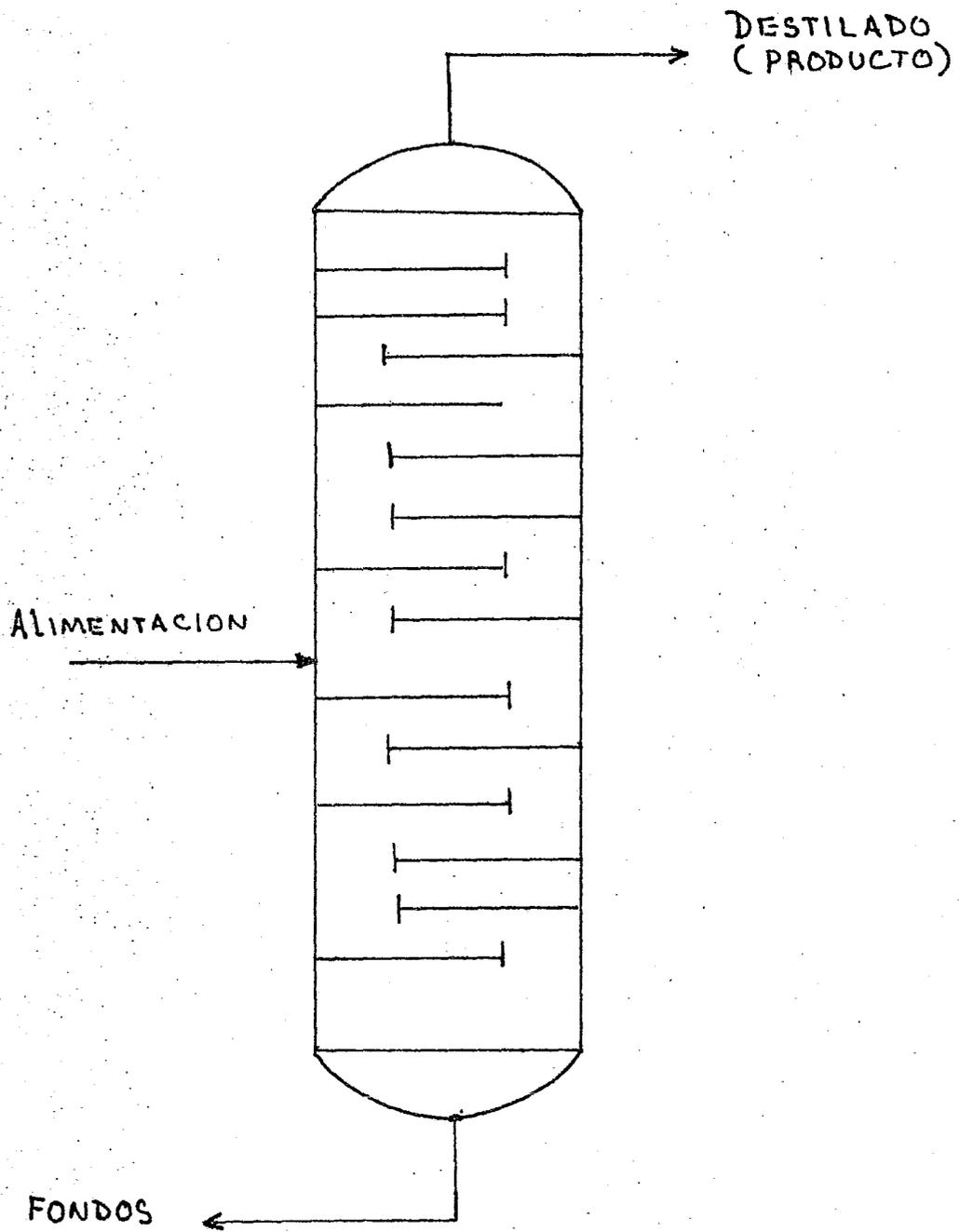


FIG. 1 COLUMNA DE PURIFICACION

- a) El número de platos necesarios para llevar a cabo la separación deseada.
- b) El diámetro de la columna.
- c) La carga térmica que hay que suministrar en el rehervidor.
- d) La carga térmica que debe retirarse en el condensador.
- e) La separación entre platos.
- f) La selección del tipo de platos.

Así mismo, se sabe que el análisis del funcionamiento de una columna de purificación se basa en análisis de materia y energía y en el concepto de equilibrio termodinámico

De esta forma, el cálculo de una columna de purificación se divide en tres partes principales:

- a) Predicción de las composiciones de las fases en equilibrio.
- b) Determinación del número de platos teóricos.
- c) Cálculo de la eficiencia de los platos, para determinar el número de platos reales.

De los tres pasos antes mencionados, el primero y el último son los más complicados.

El sistema de purificación incluye las siguientes partes principales:

- a) Columna de destilación.
- b) Condensador.

- c) Rehervidor
- d) Tanque de Reflujo de la columna.
- e) Bombas de reflujo

Para fines de un mejor entendimiento del sistema se describirá brevemente el funcionamiento de cada una de las partes antes mencionadas :

La Columna de Destilación es un recipiente cilíndrico vertical en el interior del cual se encuentran localizados los platos que son el medio en donde se ponen en contacto las fases líquida y vapor, para lograr la transferencia de masa necesaria para obtener la deseada de los componentes que se alimentan a la misma.

El plato en el que entra la mezcla líquida a separar recibe el nombre de plato de alimentación. Todos los platos localizados por encima de este forman la sección de Rectificación, ó Enriquecimiento; todos los localizados abajo de este, incluyendolo, constituyen la sección de agotamiento.

El Condensador es un cambiador de calor de tubos y coraza el cual, recibe el vapor procedente de la columna para condensarlo totalmente mediante un líquido de enfriamiento, para poder enviarlo a un tanque acumulador.

El Rehervidor , el cual es otro cambiador de tubos y coraza; tiene por objeto producir la fase vapor e introducirla en el fondo de la columna para que ascienda a lo largo de

esta y se ponga en contacto con la fase líquida descendente.

El Tanque de Reflujo es un recipiente cilíndrico horizontal en el que se colecta el líquido procedente del condensador, suministrándose de este el reflujo requerido a la columna.

La Bomba de Reflujo tiene como función sacar el líquido condensado del tanque acumulador y repartirlo. Manda una parte al plato superior de la columna que sirve como reflujo y la otra parte se envía fuera del sistema como producto.

Como ya se estableció en un principio, en el presente trabajo se llevará a cabo únicamente el diseño de la columna de destilación. Es importante mencionar que el diseño de las columnas está íntimamente ligado al concepto de equilibrio entre fases, el cual sirve para predecir sus composiciones en las diferentes etapas de contacto ( platos ) y para seleccionar el método a utilizar para calcular el número de platos teóricos requerido.

### CAPITULO III.

#### DISEÑO Y CALCULO DEL SISTEMA.

Como se estableció en el capítulo anterior, en el sistema de purificación de óxido de etileno se reducirá el contenido de aldehidos, de tal forma que el producto ( óxido de etileno ) cumpla con las especificaciones comerciales, pudiendose observar que el producto se obtiene en el domo de la columna como se muestra en la figura 1.

Para poder diseñar la columna es necesario definir, si el sistema óxido de etileno - acetaldehido, se comporta como un sistema ideal ó no ideal. Para esto, se realizó una investigación en la bibliografía y se encontró que el sistema óxido de etileno - acetaldehido se comporta como una mezcla líquida ideal en lo que respecta a su equilibrio líquido - vapor: ( referencia . Vapor - Liquid Equilibria, K. F. Coles and Félix Popper, Industrial and Engineering - Chemistry, Vol. 42, No. 7, Julio 1950 ).

Esto puede observarse al analizar la siguiente tabla publicada en el artículo antes citado.

TABLA No. I

DATOS DE EQUILIBRIO LIQUIDO - VAPOR

PARA EL SISTEMA OXIDO DE ETILENO - ACETALDEHIDO

| TEMP. C                         | % MOL (CH <sub>2</sub> )O EN |       | COEFICIENTES DE ACTIVIDAD |                      |
|---------------------------------|------------------------------|-------|---------------------------|----------------------|
|                                 | LIQUIDO                      | VAPOR | (CH <sub>2</sub> )O       | CH <sub>3</sub> CH O |
| P = 1.033 Kg/cm <sup>2</sup> A. |                              |       |                           |                      |
| 10.4                            | 99.65                        | 99.82 | 1.002 ± 0.005             | 0.76 ± 0.12          |
| 10.4                            | 99.17                        | 99.56 | 1.005 ± 0.005             | 0.78 ± 0.08          |
| 10.6                            | 99.12                        | 99.47 | 0.993 ± 0.005             | 0.88 ± 0.08          |
| 10.6                            | 98.95                        | 99.3  | 0.998 ± 0.005             | 0.98 ± 0.08          |
| 10.6                            | 98.77                        | 99.12 | 0.993 ± 0.005             | 1.05 ± 0.08          |
| 10.6                            | 98.52                        | 99.08 | 0.995 ± 0.005             | 0.92 ± 0.08          |
| 10.6                            | 97.94                        | 98.61 | 0.996 ± 0.005             | 0.99 ± 0.08          |
| 10.7                            | 96.75                        | 97.68 | 0.995 ± 0.005             | 0.99 ± 0.08          |
| 10.7                            | 96.66                        | 97.92 | 1.00 ± 0.01               | 0.91 ± 0.08          |
| 11.6                            | 88.3                         | 91.8  | 1.00 ± 0.02               | 0.99 ± 0.08          |
| 13.5                            | 64.0                         | 72.0  | 1.00 ± 0.04               | 1.01 ± 0.04          |
| 14.6                            | 52.8                         | 63.6  | 1.02 ± 0.04               | 0.96 ± 0.04          |
| 16.0                            | 41.0                         | 51.3  | 1.00 ± 0.04               | 0.97 ± 0.04          |
| 17.3                            | 29.5                         | 39.0  | 1.03 ± 0.04               | 0.99 ± 0.04          |
| ....                            | 19.4                         | 25.4  | ....                      | ....                 |
| ....                            | 17.2                         | 23.0  | ....                      | ....                 |

P = 2.39 Kg/cm<sup>2</sup> A.

|      |       |       |             |             |
|------|-------|-------|-------------|-------------|
| 33.5 | 98.68 | 98.99 | 1.03 ± 0.03 | 1.09 ± 0.01 |
| 33.5 | 98.66 | 99.04 | 1.03 ± 0.03 | 1.03 ± 0.01 |
| .... | 97.50 | 98.20 | ....        | ....        |
| 34.7 | 81.40 | 86.2  | 1.06 ± 0.05 | 1.03 ± 0.01 |

Como lo indica la literatura, los sistemas los cuáles - forman soluciones líquidas ideales son aquellos en que los coeficientes de actividad  $\gamma$  ( en la fase líquida ) son iguales a la unidad .

De esta manera, la expresión de los datos de equilibrio líquido - vapor en términos de coeficientes de actividad - es una excelente forma para determinar si una solución líquida tiene un comportamiento ideal o no.

Así, se observa en la tabla I que los coeficientes de actividad  $\gamma$  son igual a la unidad en el rango total dentro de los límites de error experimental; por lo tanto, se concluye que el sistema óxido de etileno - acetaldehído es -- ideal y en consecuencia obedece la ley Raoult, aún a presiones relativamente altas.

En base a lo anterior, los coeficientes de distribución ( la forma más común y adecuada de expresar los datos de equilibrio líquido - vapor ) pueden ser predichos con suficiente exactitud, considerando que la presión a la que operará el sistema es relativamente baja.

Una vez determinado el comportamiento del sistema, se puede establecer las características principales de éste; es decir, la columna se calculará tomando en consideración que :

- a) La exactitud de los datos de equilibrio con que se cuenta es una parte muy importante para realizar el cálculo de una columna.

b) No se cuenta con datos experimentales para la mezcla en estudio.

c) Los métodos de cálculo riguroso deben emplearse únicamente cuando se tienen datos de equilibrio confiables y se tiene disponible una computadora, ya que el tiempo requerido para efectuarlos a mano es bastante grande.

Por lo tanto, el método de cálculo que se empleará aquí será uno corto analítico recomendado por: J. R. Fair y W. L. Bolles para mezclas binarias, el cual involucra los pasos principales siguientes:

- 1.- Balance de masa
- 2.- Cálculo del número mínimo de platos  $N_m$
- 3.- Cálculo del reflujo mínimo  $R_m$
- 4.- Determinación del número de platos teóricos por un método empírico, que depende de  $N_m$  y  $R_m$ .

Una vez que se han descrito las características principales del sistema y el método de cálculo que se utilizará, se establecerán las condiciones bajo las cuales opera el mismo.

Lo primero que se necesita hacer es especificar la presión a la que opera la columna, debido a que los datos de equilibrio en un sistema ideal son función únicamente de la temperatura a la presión que está trabajando la columna. En base a las propiedades físicas del sistema, la colum

na operará a una presión arriba de la atmosférica con objeto de poder usar un condensador que trabaje con agua, la cual se encuentra disponible a 32 °C , con una temperatura de retorno máxima permisible de 42 °C.

Como el producto a condensar es básicamente óxido de etileno y considerando que el condensador tenga una " aproximación de temperatura " de 10 °C ( relación de temperatura de salida de agua a temperatura de entrada del producto ) , la columna operará a una presión de 4.032 Kg/cm<sup>2</sup> A.

Por otro lado, la caída de presión a través de los platos se considerará despreciable y también se considerará - que toda la columna y el rehervidor se encuentran a la presión antes indicada.

El cálculo se efectuará considerando las siguientes suposiciones:

- Se tiene la condición de flujo molar constante
- Se tiene volatilidad relativa constante

Ambas suposiciones son perfectamente aplicables a este caso.

CALCULO DE LAS COMPOSICIONES EN EQUILIBRIO LIQUIDO  
 VAPOR

Los puntos de ebullición de las sustancias a la presión que opera la columna son:

|                  |       |         |
|------------------|-------|---------|
| Oxido de etileno | ----- | 50.2 °C |
| Acetaldehido     | ----- | 60.5 °C |

Debido a que el sistema se comporta idealmente, el cálculo de las composiciones en equilibrio se hará entre las temperaturas antes indicadas de acuerdo a las leyes de Henry y Raoult.

Considerando al óxido de etileno como el componente A y el acetaldehido como el componente B se tiene:

$$X = \frac{P - P_B}{P_A - P_B} \quad \text{-----} \quad (1)$$

$$Y = \frac{P_A X}{P} \quad \text{-----} \quad (2)$$

$$\alpha = \frac{P_A}{P_B} \quad \text{-----} \quad (3)$$

Donde:

X = Concentración de A en la fase líquida

Y = Concentración del vapor en equilibrio con X

P = Presión total

P<sub>A</sub> = Presión de vapor del componente A puro

$P_B$  = Presión de vapor del componente B puro

$\alpha$  = Volatilidad relativa

Así, se tiene que a la presión de 4.0302 Kg/cm<sup>2</sup> A las presiones de vapor de los componentes puros a las temperaturas indicadas son mostradas en la tabla II.

TABLA No. II

P = 4.0302 Kg/cm<sup>2</sup> A

| T ( °C ) | P <sub>A</sub> ( Kg/cm <sup>2</sup> A ) | P <sub>B</sub> ( Kg/cm <sup>2</sup> A ) |
|----------|---|---|
| 51       | 4.1315                                  | 3.0233                                  |
| 52       | 4.2574                                  | 3.1212                                  |
| 53       | 4.3833                                  | 3.2191                                  |
| 54       | 4.5091                                  | 3.3170                                  |
| 55       | 4.6350                                  | 3.4149                                  |
| 56       | 4.7757                                  | 3.5253                                  |
| 57       | 4.9163                                  | 3.6357                                  |
| 58       | 5.0570                                  | 3.7461                                  |
| 59       | 5.1976                                  | 3.8565                                  |
| 60       | 5.3383                                  | 3.9669                                  |

Con las presiones de vapor y utilizando las ecuaciones ( 1 ), ( 2 ) y ( 3 ) se pueden obtener las composiciones - en el equilibrio. Los resultados se muestran en la tabla - III.

TABLA No. III

$$P = 4.0302 \text{ Kg/cm}^2 \text{ A}$$

| T (°C) | P <sub>A</sub><br>(Kg/cm <sup>2</sup> A) | P <sub>B</sub><br>(Kg/cm <sup>2</sup> A) | X      | Y      | α      |
|--------|--|--|--------|--------|--------|
| 51     | 4.1315                                   | 3.0233                                   | 0.9086 | 0.9314 | 1.3666 |
| 52     | 4.2574                                   | 3.1212                                   | 0.8000 | 0.8451 | 1.3640 |
| 53     | 4.3833                                   | 3.2191                                   | 0.6967 | 0.7577 | 1.3617 |
| 54     | 4.5091                                   | 3.3170                                   | 0.5982 | 0.6694 | 1.3594 |
| 55     | 4.6350                                   | 3.4149                                   | 0.5043 | 0.5800 | 1.3573 |
| 56     | 4.7757                                   | 3.5153                                   | 0.4038 | 0.4785 | 1.3547 |
| 57     | 4.9163                                   | 3.6357                                   | 0.3081 | 0.3758 | 1.3522 |
| 58     | 5.0570                                   | 3.7461                                   | 0.2167 | 0.2719 | 1.3499 |
| 59     | 5.1976                                   | 3.8565                                   | 0.1295 | 0.1670 | 1.3478 |
| 60     | 5.3383                                   | 3.9696                                   | 0.0462 | 0.0611 | 1.3457 |

Con los datos obtenidos en la tabla III. se puede ahora construir el diagrama del punto de ebullición ( T , X, Y ) y el diagrama de equilibrio ( X , Y ).

$$P = 4.0302 \text{ KG/cm}^2 \text{ ABS.}$$

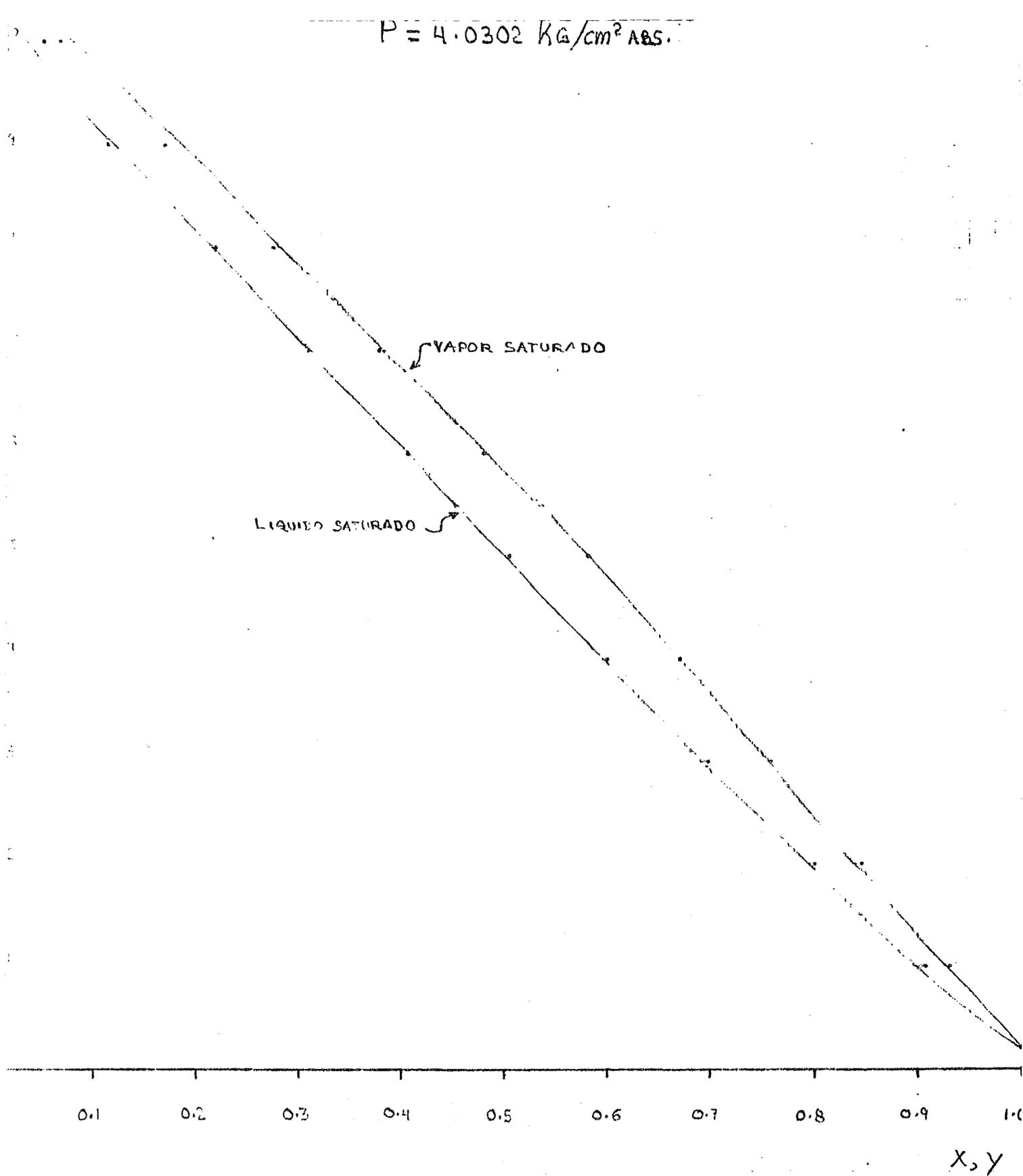


DIAGRAMA DE LOS PUNTOS DE EBULICION PARA EL SISTEMA  
OXIDO DE ETILENO - ACETALDEHIDO

y

$$P = 4.0302 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

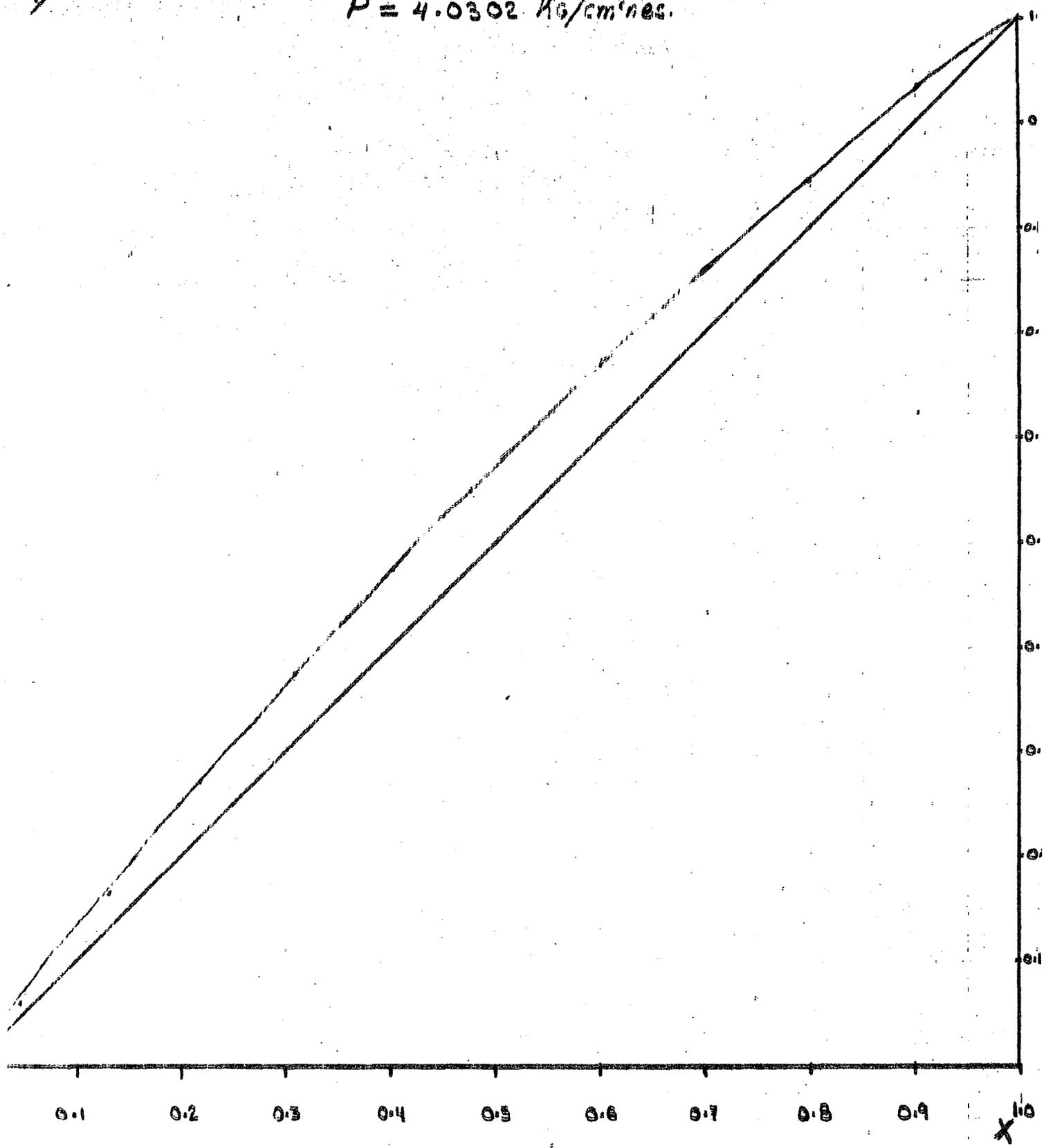


DIAGRAMA DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA OXIDO DE ETILENO-ACETALDEHIDO

## BALANCE DE MASA

Como se puede observar en el diagrama de equilibrio, si se quisiera resolver este problema graficamente sería muy difícil e inexacto, ya que la separación es corta. Por lo que se usará el método analítico antes mencionado.

A continuación se indican las condiciones que presenta la corriente a purificar ( ver diagrama No. 4 capítulo II)

| COMPUESTO          | Kg/hr    | % peso  | moles/hr | % mol     |
|--------------------|----------|---------|----------|-----------|
| Oxido de etileno   | 12,496.8 | 99.9744 | 283.700  | 99.974522 |
| Aldehidos          | 3.1      | 250 ppm | 0.07     | 0.000247  |
| Bióxido de carbono | 0.1      | 8 ppm   | 0.0023   | 0.000008  |

Sin embargo, la especificación para el óxido de etileno refinado, indica que la cantidad máxima de aldehidos permitida es 300 ppm, la columna se diseñará para eliminar dicha cantidad de aldehidos.

De tal forma que la alimentación será ( considerando -- 300 ppm de aldehidos ) :

| COMPUESTO          | Kg/hr     | % peso  | moles/hr | % mol    |
|--------------------|-----------|---------|----------|----------|
| Oxido de etileno   | 12,496.15 | 99.9692 | 283.6810 | 0.999678 |
| Aldehidos          | 3.75      | 0.03    | 0.0891   | 0.000314 |
| Bióxido de carbono | 0.1       | 0.0008  | 0.0023   | 0.000008 |
| TOTAL              | 12,500.00 | 100.000 | 283.7724 | 1.000000 |

A continuación se indican los simbolos que se utilizarán en el cálculo:

- $F$  = Flujo de la alimentación ( Kg/hr ó Kg mol/hr )
- $D$  = Flujo del destilado ( Kg/hr ó Kg mol/hr )
- $W$  = Flujo de los fondos ( Kg/hr ó Kg mol/hr )
- $X_F$  = Fracción mol del componente ligero en la alimentación
- $X_D$  = Fracción mol del componente ligero en el destilado
- $X_W$  = Fracción mol del componente ligero en los fondos
- $N_M$  = Número de platos mínimo ( incluye el rehervidor )
- $R_M$  = Reflujo mínimo
- $N_{MR}$  = Número mínimo de platos en la sección de rectificación ó enriquecimiento
- $N_{MA}$  = Número mínimo de platos en la sección de agotamiento
- $N$  = Número de platos teóricos

El producto deberá tener la siguiente composición en base a las especificaciones del mismo ( 10 ppm máximo de aldehido ) :

Para el domo

Aldehidos como acetaldehido = 0.00001

Oxido de etileno = 0.99999

Debido a que la cantidad de aldehido a separar es sumamente pequeña, no puede obtenerse aldehido de pureza alta en el fondo de la columna. Por lo cual, basandose en la operación de otras plantas similares, se fijará la composición del fondo, siendo esta de 95.85 % mol de óxido de etileno.

Fondos

Oxido de etileno = 0.9585

Aldehidos como acetaldehido = 0.0415

Una vez fijadas las composiciones de los productos, se calcularán las cantidades que se obtendrán de estos: ( todos los cálculos se realizarán en moles )

Peso molecular de óxido de etileno = 44.05

Peso molecular de acetaldehido = 44.05

Peso molecular de CO<sub>2</sub> = 44.01

Determinando el número de moles totales en la alimentación ( F ) se tiene:

$$F = 12,500 \text{ Kg/hr}$$

$$F = \frac{12,500 \text{ Kg/hr ( 0.999692 )}}{44.05 \text{ Kg/Kg mol}} +$$

$$\frac{12,500 \text{ Kg/hr ( 0.0003 )}}{44.05 \text{ Kg/Kg mol}} + \frac{12,500 \text{ Kg/hr ( 0.000008 )}}{44.01 \text{ Kg/Kg mol}}$$

$$F = 283.681 + 0.0851 + 0.0023$$

$$= 283.7684$$

#### ALIMENTACION

| COMPONENTE         | Kg/hr     | Kgmol/hr | Fracción peso | Fracción mol |
|--------------------|-----------|----------|---------------|--------------|
| Oxido de etileno   | 12,496.15 | 283.681  | 0.999692      | 0.999692     |
| Acetaldehido       | 3.75      | 0.0841   | 0.0003        | 0.0002999    |
| Bióxido de carbono | 0.100     | 0.0023   | 0.000008      | 0.0000081    |
| T O T A L          | 12,500    | 283.7684 | 1.0000        | 1.0000       |

Así se tiene que las composiciones de óxido de etileno en el destilado, fondo y alimentación son :

$$X_D = \frac{99.999 / 44.05}{99.999 / 44.05 + 0.001 / 44.05} = 0.99999$$

$$X_W = \frac{95.85 / 44.05}{95.85 / 44.05 + 4.15 / 44.05} = 0.9585$$

$$X_F = \frac{99.9692 / 44.05}{99.9692/44.05 + 0.03/44.05 + 0.0008/44.01} = 0.9997$$

El balance total se puede expresar como:

$$F = D + W$$

Asimismo, se sabe que para el componente más volátil -  
( óxido de etileno ) :

$$F X_F = D X_D + W X_W$$

$$( 283.7684 ) ( 0.999692 ) = D ( 0.99999 ) + W ( 0.9585 )$$

De tal forma que resolviendo el sistema de ecuaciones si--  
multáneas se obtiene:

$$D = 281.7166 \text{ Kg mol / hr}$$

$$W = 2.0518 \text{ Kg mol / hr}$$

Debido a que el CO<sub>2</sub> es un gas a las condiciones de operación aparecerá en el domo de la columna. Por lo tanto -- las condiciones en el domo y en el fondo son:

CONDICIONES EN EL DOMO

| COMPONENTE         | Kg/hr      | Kgmol/hr | Fracción peso | Fracción mol |
|--------------------|------------|----------|---------------|--------------|
| Oxido de etileno   | 12,409.492 | 281.7137 | 0.999982      | 0.999982     |
| Acetaldehido       | 0.124      | 0.0028   | 0.00001       | 0.00001      |
| Bióxido de carbono | 0.100      | 0.0023   | 0.000008      | 0.000008     |
| T O T A L          | 12,409.716 | 281.7187 | 1.000000      | 1.000000     |

CONDICIONES EN EL FONDO

| COMPONENTE       | Kg/hr | Kgmol/hr | Fracción peso | Fracción mol |
|------------------|-------|----------|---------------|--------------|
| Oxido de etileno | 86.63 | 1.9666   | 0.9585        | 0.9585       |
| Acetaldehido     | 3.75  | 0.0852   | 0.0415        | 0.0415       |
| T O T A L        | 90.38 | 2.0518   | 1.0000        | 1.0000       |

CALCULO DEL NUMERO DE PLATOS MINIMO (  $N_M$  )

Para llevar a cabo el cálculo se utilizará la ecuación de Fenske, la cual para un par binario A - B se expresa de la siguiente forma:

$$N_M = \frac{\left[ \log. \left( \frac{X_A}{X_B} \right)_N \left( \frac{X_B}{X_A} \right)_1 \right]}{\log \alpha_{A-B}}$$

Donde:

- X Representa las fracciones mol de los componentes A y B en el plato superior ( N ) y en el rehervidor ( considerado el plato 1 ).
- $\alpha_{A-B}$  Representa el valor de la volatilidad relativa -- promedio. La cual puede calcularse de la ecuación recomendada por Fair y Bolles:

$$\alpha_{A-B} = \sqrt{(\alpha_{A-B})_N \cdot (\alpha_{A-B})_1}$$

De la tabla No. III se obtiene:

$$(\alpha_{A-B})_N = 1.3666$$

$$(\alpha_{A-B})_1 = 1.3457$$

de donde:

$$\alpha_{A-B} = \sqrt{(1.3666) (1.3457)} = 1.3561$$

$$\alpha_{A-B} = 1.3561$$

$$N_M = \frac{\log \left[ \left( \frac{0.999982}{0.00001} \right) \left( \frac{0.0415}{0.9585} \right) \right]}{\log (1.3561)}$$

$$N_M = 27.488 \approx 28$$

Seguendo el criterio de la ecuación de Fenske se puede determinar el número mínimo de platos tanto en la sección de agotamiento como en la de enriquecimiento.

SECCION DE AGOTAMIENTO ( Número de platos abajo de la alimentación, incluyendo el rehervidor ).

$$N_{MA} = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_B}{x_A} \right)_1 \left( \frac{x_A}{x_B} \right)_F \right]}{\log \alpha_{A-B}}$$

$$N_{MA} = \frac{\log \left[ \left( \frac{0.0415}{0.9585} \right) \left( \frac{0.999692}{0.0003} \right) \right]}{\log (1.3561)}$$

$$N_{MA} = 16.42 \approx 17$$

SECCION DE ENRIQUECIMIENTO O RECTIFICACION ( Incluyen-  
do el plato de alimentación ).

$$N_{MR} = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_A}{X_B} \right)_N \left( \frac{X_B}{X_A} \right)_F \right]}{\log \alpha_{A-B}}$$

$$N_{MR} = \frac{\log \left[ \left( \frac{0.999982}{0.00001} \right) \left( \frac{0.0003}{0.999692} \right) \right]}{\log (1.3561)}$$

$$N_{MR} = 11.06 \approx 11$$

### CALCULO DEL REFLUJO MINIMO ( $R_M$ )

Para calcular el reflujo mínimo se utilizará el método de Underwood, el cual es uno de los más aceptables; éste método para un sistema binario se basa sobre las siguientes ecuaciones:

$$\frac{\alpha_{A-B} X_{AF}}{\alpha_{A-B} - \Theta} + \frac{1 - X_{AF}}{1 - \Theta} = 1 - q \quad \text{----- 4.1}$$

$$R_M = \frac{\alpha_{A-B} X_{AD}}{\alpha_{A-B} - \Theta} + \frac{1 - X_{AD}}{1 - \Theta} - 1 \quad \text{----- 4.2}$$

Donde:

- $\alpha_{A-B}$  es la volatilidad relativa promedio del componente más ligero
- $q$  es la relación de moles de líquido saturado contenidas en la alimentación al número total de moles alimentadas.

El procedimiento a seguir, consiste en resolver la ecuación 4.1 para el valor  $\Theta$  seguido de la solución de la ecuación 4.2 para  $R_M$ .

Debido a que la alimentación se encuentra en su punto de burbuja ( se encuentra como líquido saturado ):

$$q = 1.0$$

En las ecuaciones 4.1 y 4.2,  $\theta$  es una raíz que satisface la siguiente relación:

$$\alpha_{A-B} > \theta > 1.0$$

Cabe hacer notar que las ecuaciones de Underwood están basadas en la suposición de flujo molar constante y volatililidades relativas constantes, las cuáles fueron suposiciones asumidas en el inicio de éste mismo capítulo.

Substituyendo valores en la ecuación 4.1 :

$$\frac{(1.3561)(0.999692)}{1.3561 - \theta} + \frac{1 - 0.999692}{1 - \theta} = 1 - 1 = 0$$

$$\frac{(1.3561)(0.999692)}{1.3561 - \theta} = - \frac{1 - 0.999692}{1 - \theta}$$

$$\frac{1.355682}{1.3561 - \theta} = - \frac{0.000308}{1 - \theta}$$

Multiplicando todo por  $1.3561 - \theta$  :

$$\begin{aligned} 1.355682 &= - \frac{0.000308}{1 - \theta} (1.3561 - \theta) \\ &= - \frac{0.000417}{1 - \theta} + \frac{0.000308}{1 - \theta} \end{aligned}$$

Multiplicando todo por  $1 - \Theta$ :

$$1.355682 - 1.355682 \Theta = -0.000417 + 0.000308 \Theta$$

$$1.355682 + 0.000417 = 0.000308 \Theta + 1.355682 \Theta$$

$$1.356099 = 1.35599 \Theta$$

$$\Theta = \frac{1.356099}{1.35599} = 1.000080$$

$$\Theta = 1.000080$$

Lo cual cumple con la condición establecida

$$1.3561 > 1.000080 > 1.0$$

Substituyendo el valor de  $\Theta$  en la ecuación 4.2 :

$$R_M = \frac{(1.3561)(0.999982)}{1.3561 - 1.00008} + \frac{1 - 0.999982}{1 - 1.00008} - 1$$

$$R_M = \frac{1.356075}{0.35602} - \frac{0.000018}{0.00008} - 1$$

$$R_M = 3.808987 - 0.225 - 1$$

$$R_M = 2.583987$$

## DETERMINACION DEL REFLUJO OPTIMO

Una vez determinado el reflujo mínimo, es necesario conocer el reflujo óptimo de la columna para poder determinar el número de platos teóricos.

Como se puede observar en la figura III-a, la variación del número de platos (  $N$  ) con el reflujo (  $R$  ), muestra el problema de seleccionar el valor óptimo de (  $R$  ).

Cuando el valor de (  $R$  ) es incrementado cerca del valor de  $R_{min.}$  , hay una gran reducción en el número de platos para dar la separación. Por lo tanto, los costos fijos de la columna bajarán rápidamente con un incremento pequeño en (  $R$  ) a este punto, con un incremento pequeño comparativamente en los costos de vapor.

A valores altos de (  $R$  ) hay únicamente una reducción muy pequeña en el número de platos, aunque la proporción de vapor en la columna es alta, dando costos de vapor altos junto con los costos fijos altos debido al incremento del diámetro de la columna.

El valor óptimo del reflujo (  $R$  ) puede entonces estimarse del costo total que es la contribución de los costos fijos y los costos de operación teniendo como resultado la curva del costo total como se puede ver en la figura III-b

En base a lo antes expuesto, se determinará el reflujo óptimo (  $R$  ) de acuerdo a la siguiente secuencia de cálculo:

- 1.- Suponer un reflujo externo.
- 2.- Evaluar el número de platos teóricos mediante la gráfi

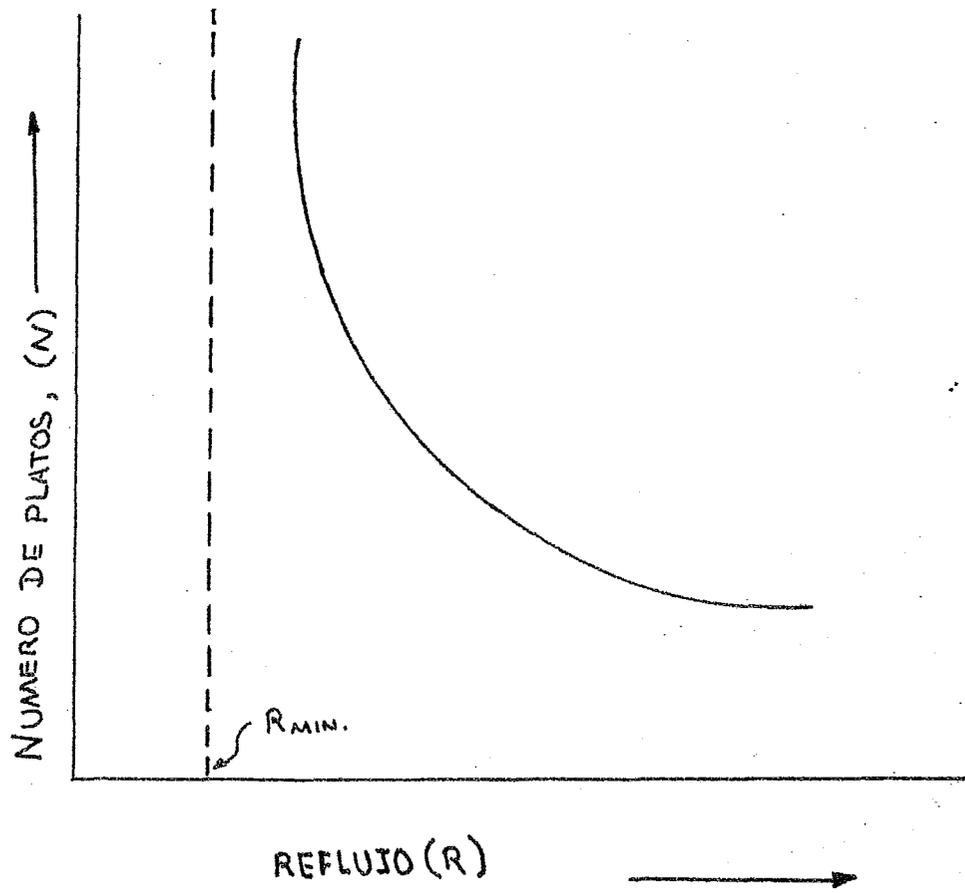


FIG. III - 2

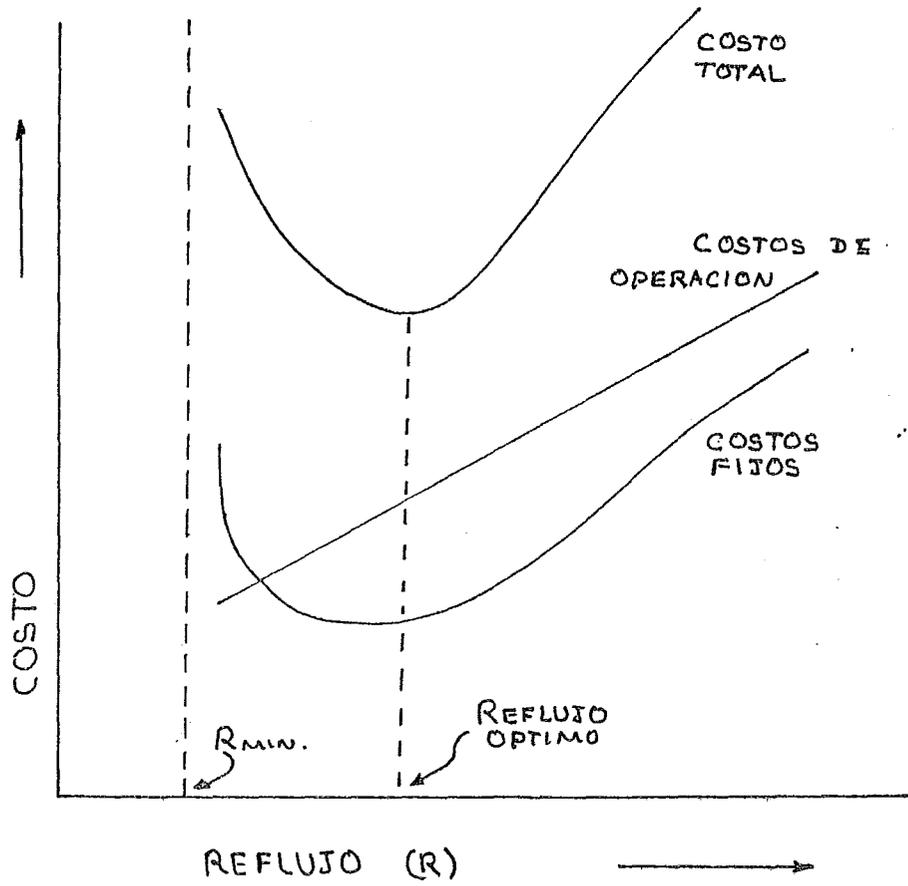


FIG. III-b

ca de Erbar and Maddox.

- 3.- Calcular la eficiencia de acuerdo a la relación de --  
Drickamer - Bradfor
- 4.- Cálculo del número de platos reales.
- 5.- Selección del tipo de plato.
- 6.- Selección del espaciamiento del plato.
- 7.- Cálculo del diámetro de la columna.
- 8.- Cálculo de los requerimientos de agua de enfriamiento  
y vapor de calentamiento.
- 9.- Estimación del área del condensador y el área del re--  
hervidor.
- 10.- Estimación de los costos fijos, costos de operación -  
y costo total.

Cada uno de estos puntos debe ser calculado para cada uno de los siguientes reflujos excepto los puntos que se mantendrán constantes:  $R = 3, 4, 5, 7$

A fin de mayor entendimiento del método de cálculo se describirá únicamente la primera secuencia del cálculo.

1.- Reflujo externo  $R = 3$

2.- De acuerdo a la gráfica de Erbar and Maddox ( III-c ),  
tenemos que el valor de los parámetros son :

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{3}{3 + 1} = 0.75$$

$$\frac{R_{\text{Min.}}}{R_{\text{Min.}} + 1} = \frac{2.583987}{2.583987 + 1} = 0.72$$

De la gráfica :

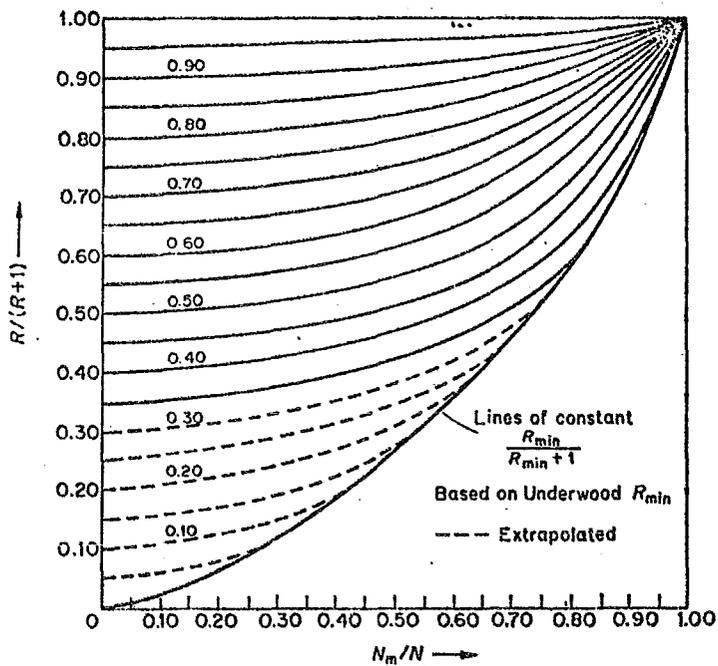
$$\frac{N_{\text{Min.}}}{N} = 0.45$$

De donde :

$$N = \frac{28}{0.45} = 62$$

3.- Por definición, de un plato en equilibrio sale una corriente de vapor la cual está en equilibrio termodinámico con el líquido que sale del mismo. Sin embargo, - esto es imposible de lograr en un plato real, cualquiera que sea su tipo y su tamaño.

La aproximación al equilibrio de un plato real se expresa mediante un factor de proporcionalidad denominado eficiencia del plato; de tal forma que el número de platos reales ( $N_R$ ) de una columna de destilación pue de expresarse en la siguiente forma:



The correlation of Erbar and Maddox<sup>(94)</sup>

FIG. III-C

$$\frac{\text{Número de platos teóricos}}{\text{Eficiencia total de la columna}} = \frac{N}{E} = N_R$$

Siendo  $N_R$  el número de platos reales.

La forma más adecuada y confiable para determinar la eficiencia de un plato dado consiste en medirla experimentalmente. sin embargo, esto se hace rara vez a escala de laboratorio antes de que el equipo de separación sea construido.

Los métodos disponibles para la predicción de la eficiencia son, generalmente bastante buenos, lo que hace innecesaria su determinación experimental.

Los factores principales que influyen en la eficiencia son:

- Diámetro de la columna
- Espaciamiento entre platos
- Número de pasos de líquido en el plato
- Altura del líquido en el plato
- Viscosidad del sistema en estudio
- Tensión superficial del sistema dado
- Volatilidad relativa del sistema
- Velocidad del vapor

De los factores antes citados, la viscosidad juega un papel muy importante y probablemente en función de ella se explican las eficiencias relativamente altas que se obtie-

nen en destilación " normal " comparadas con aquellas obtenidas en destilación a vacío. La temperatura de un plato es función de la presión existente en la columna y la viscosidad ( al igual que la tensión superficial ) varía notablemente con la temperatura.

Un incremento en la presión significa operar a más altas temperaturas, viscosidades más bajas y generalmente una obtención de más altas eficiencias.

La volatilidad relativa también es importante. Una volatilidad alta es equivalente a una baja solubilidad en la fase líquida y una alta resistencia de la misma a la transferencia de masa.

De lo anterior puede observarse que la predicción de la eficiencia es bastante compleja, por lo que lo más práctico será utilizar un método empírico para determinarla.

Aquí, se determinará la eficiencia total de la columna mediante el uso de la relación de Drickamer - Bradford, la cual puede expresarse de la siguiente manera:

$$\text{Eficiencia} = E = 0.17 - 0.616 \log \mu_L$$

$$\text{Donde: } \mu_L = \sum_{j=1}^n x_j \mu_j$$

$\mu_L$  = Viscosidad de la fase líquida en centipoises

$\mu_j$  = Viscosidad del componente J en la fase líquida .

$x_j$  = Fracción mol del componente J en la fase líquida

La relación anterior, se determinó, utilizando datos obtenidos en pruebas realizadas en 54 columnas de destilación de otras refinerías.

Los autores se dieron cuenta que la eficiencia  $E$  no es función únicamente de una propiedad, pero encontraron que una relación tan simple para  $E$  y  $M_L$  es satisfactoria para la mayoría de los sistemas que incluyen compuestos derivados del petróleo.

La relación entre la eficiencia del plato y la viscosidad de la fase líquida obtenida por Drickamer - Bradford - se muestra en la figura III-d.

Las composiciones usadas para calcular  $M_L$  son las de la corriente de alimentación, de tal forma que se tiene:

A la temperatura media de la columna  $T = 52.5^\circ \text{C}$

|                  |      |    |
|------------------|------|----|
| Oxido de etileno | 0.20 | cp |
| Acetaldehido     | 0.17 | cp |

$$M_L = \sum_{j=1}^n x_j M_j$$

$$M_L = 0.999692 ( 0.20 ) + 0.000299 ( 0.17 )$$

$$= 0.19993 + 0.00005$$

$$= 0.19998 \approx 0.2 \text{ cp}$$

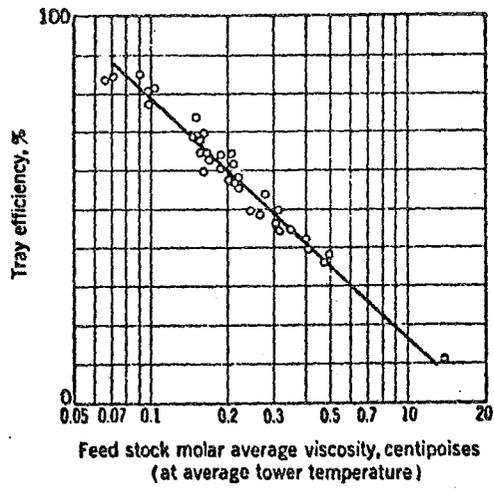


FIG. III-d

La eficiencia será :

$$\begin{aligned} E &= 0.17 - 0.616 \log ( 0.2 ) \\ &= 0.17 - 0.616 ( - 0.69897 ) \end{aligned}$$

$$E = 0.6$$

4.- El número de platos reales sería :

$$N_R = \frac{62}{0.6} = 103.3 \approx 104$$

## 5.- SELECCION DEL TIPO DE PLATO

De los varios tipos de accesorios con que se cuenta para efectuar un buen contacto entre el vapor y el líquido, los más usados son los platos de flujo cruzado. Estos pueden ser de los siguientes tipos:

- a.- Platos perforados
- b.- Platos de válvulas
- c.- Platos de cachuchas de burbujeo

Los platos y los empaques son diseñados en base a su funcionamiento para capacidad de vapor, capacidad de líquido, eficiencia de transferencia de masa, flexibilidad de operación, caída de presión, costo y confiabilidad de diseño.

En la tabla IV se indican las características de operación de los principales tipos de platos y empaques.

TABLA IV

CARACTERISTICAS DE FUNCIONAMIENTO RELATIVO DE  
ACCESORIOS DE CONTACTO PARA COLUMNAS DE DESTILACION.

|                                     | PLATOS DE<br>CACHUCHAS<br>BURBUJEO | PLATOS<br>PERFORA<br>DOS | PLATOS<br>DE VAL-<br>VULAS | EMPAQUE<br>(MUY HUE<br>CO) ** | EMPAQUE<br>(NORMAL)<br>** |
|-------------------------------------|------------------------------------|--------------------------|----------------------------|-------------------------------|---------------------------|
| CAPACIDAD<br>DE VAPOR               | C                                  | D                        | D                          | E                             | B                         |
| CAPACIDAD<br>DE LIQUIDO             | D                                  | D                        | D                          | E                             | C                         |
| EFICIENCIA                          | C                                  | D                        | D                          | E                             | B                         |
| FLEXIBILI-<br>DAD                   | E                                  | C                        | E                          | B                             | B                         |
| CAIDA DE<br>PRESION                 | C                                  | D                        | D                          | E                             | B                         |
| COSTO                               | C                                  | E                        | D                          | A                             | C                         |
| CONFIABILI-<br>DAD DE DI-<br>SEÑO * | D                                  | D                        | C                          | B                             | C                         |

Claves:

E = Excelente, D = Muy bueno, C = Bueno, B = Regular,

A = Malo

\* Basado en la literatura publicada

\*\* Ejemplos de empaques muy huecos: anillos pall, rejillas  
glitsh; de empaque normal: anillos raschig, silletas berl.

En base a sus características de operación y su costo, se emplearán en el diseño de esta columna platos de válvulas, de tipo flujo cruzado.

El plato de flujo cruzado, en el cual el líquido fluye directamente a través de él, es el de construcción más simple y el más económico. La trayectoria larga del líquido a través del plato contribuye a la obtención de una alta eficiencia.

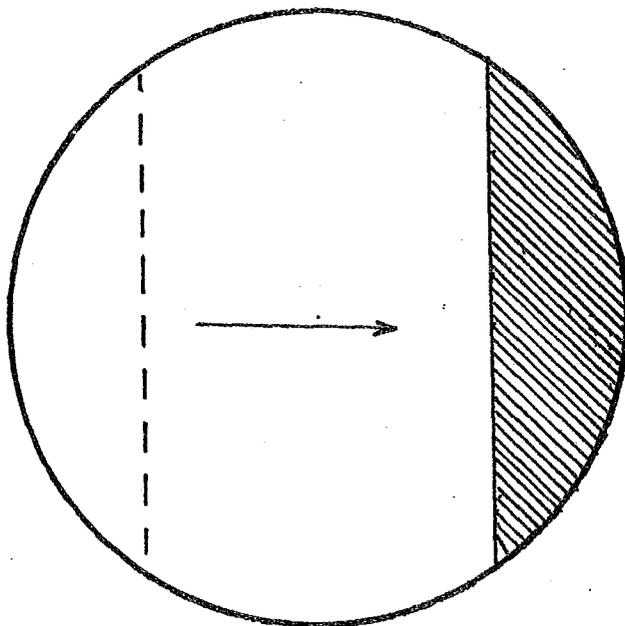


fig. III-e Plato tipo flujo cruzado.

Considerando las propiedades del producto manejado y - tomando en cuenta que éste no debe estar contaminado, el material de los platos más adecuado es acero inoxidable - tipo 304.

#### 6.- SELECCION DEL ESPACIAMIENTO DEL PLATO

Los espaciamientos entre platos van de 6 a 54 pulgadas en columnas comerciales.

El espaciamiento tiene un efecto importante sobre la -- inundación y el arrastre. Bajo condiciones límite de inundación, hay una relación recíproca entre el espaciamiento y el diámetro de la columna. Por ejemplo, con un diseño en el punto de inundación, cualquier reducción en el espaciamiento entre platos debe compensarse con un aumento en el diámetro de la torre si se quiere evitar la inundación.

El espaciamiento entre platos puede verse afectado también por lo siguiente:

- Espacio suficiente para facilitar inspección y reparaciones.
- Número de platos en la columna. Si la columna tiene un número grande de platos, el espaciamiento debe ser tal - que no se tenga una columna muy alta.

Podría decirse que hay un espaciamiento entre platos -- óptimo teórico, basado en las consideraciones de dinámica del plato, el cual da un costo mínimo de la columna.

Bolles hizo esto, y encontró que el óptimo económico - se obtiene con un espaciamento entre platos de 24 pulgadas.

Debido a todo lo expuesto anteriormente, se considerará que el espaciamento entre platos para el diseño de ésta - columna será de 24 pulgadas.

Asimismo, y de acuerdo al criterio de Bolles, se considerará que:

Longitud del bajante = 77% del diámetro de la torre.

Para éste caso, el segmento de flujo del líquido es el 12% del área de la columna.

## 7.- CALCULO DEL DIAMETRO DE LA TORRE

El criterio más usado para dimensionar una columna es - aquel del flujo de vapor, el cual se basa sobre una velocidad límite del mismo ( aquella en la que se comienza a tener inundación ).

Para velocidades muy bajas de vapor, la eficiencia de - los platos es muy pequeña debido al contacto deficiente -- entre el líquido y el vapor.

Para velocidades elevadas se tienen bajas eficiencias - debido a que se presentan los siguientes fenómenos:

- Arrastre
- Formación de espumas ósalpicaduras

Por lo tanto, la velocidad de vapor deberá encontrarse entre las dos antes citadas.

Cálculo del parámetro de flujo líquido - vapor.

$$F_{IV} = \frac{L}{V} \frac{M_1}{M_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = \frac{w}{W} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}}$$

Donde:

$F_{IV}$  = Parámetro de flujo líquido - vapor. Toma en cuenta los efectos del flujo de líquido en el plato ( es - en realidad una relación de los efectos de energía cinética líquido / vapor )

$L$  = Flujo de líquido en moles / hr

$V$  = Flujo de vapor en moles / hr

$M_1$  = Peso molecular del líquido = 44.05

$M_v$  = Peso molecular del vapor = 44.05

$\rho_v$  = Densidad del vapor = 0.00659 gr / cm<sup>3</sup> = 6.59 Kg/M<sup>3</sup>

$\rho_l$  = Densidad del líquido = 0.8412 gr / cm<sup>3</sup>

$w$  = Flujo de líquido en Kg/hr

$W$  = Flujo de vapor en Kg/hr

De la figura III-f se tiene:

$$R_{\text{Ext.}} = \frac{L_{n+1}}{D}$$

$$\frac{L}{V} = \frac{R}{R + 1}$$

$$\frac{M_1}{M_v} = 1 \quad \text{por lo tanto}$$

$$\frac{L M_1}{V M_v} = \frac{R}{R + 1} = \frac{3}{3 + 1}$$

Determinando el parámetro de flujo:

$$\begin{aligned} F_{1v} &= \frac{3}{3 + 1} \sqrt{\frac{0.00659}{0.8412}} \\ &= 0.75 \sqrt{0.007834} \\ &= 0.066 \end{aligned}$$

Con el espaciamiento entre platos de 24 pulgadas, el parámetro de flujo  $F_{1v}$  y tomando en cuenta que la tensión -

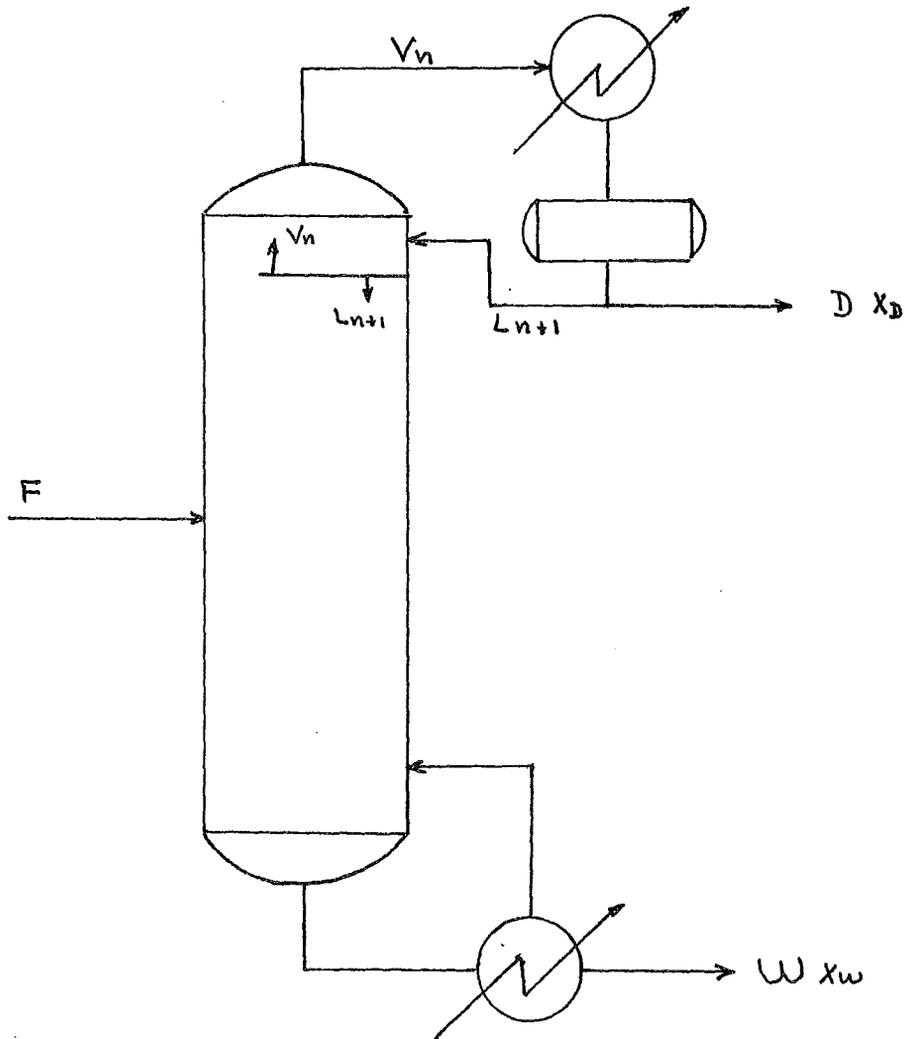


FIG. III-f

superficial  $\sigma = 19.56$  dina / cm se obtiene de la gráfica III-g el valor de  $C_{sb}$  :

$$C_{sb} = U_N \left( \frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v} \right)^{0.5} = 0.35 \text{ pie / seg.}$$

Donde:

- $C_{sb}$  = Parámetro de capacidad de vapor en pie / seg.
- $U_N$  = Velocidad del vapor de inundación basada en el área neta,  $A_n$  pie / seg .

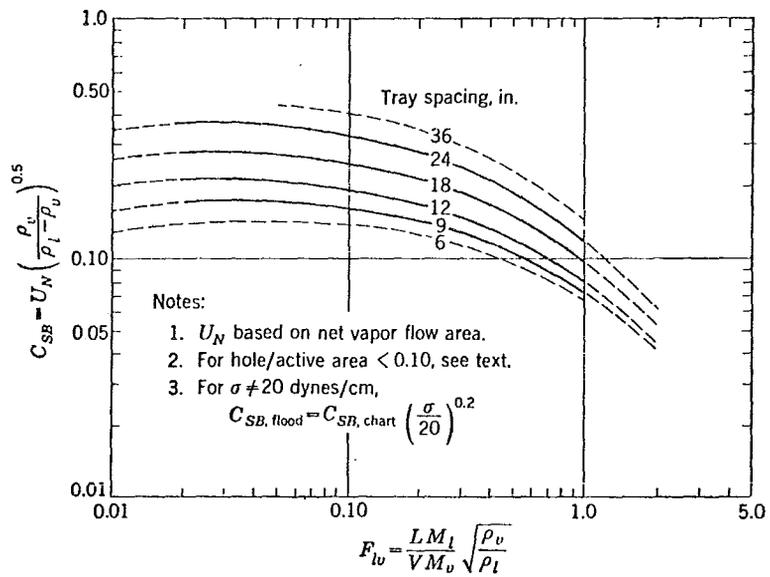
Debido a que la tensión superficial del líquido es  $\approx 20$  dina / cm, no es necesaria ninguna corrección.

Usando el 85 % de inundación para el diseño se tiene:

$$U_N = \frac{C_{sb}}{\left( \frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v} \right)^{0.5}}$$

$$= C_{sb} \left( \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5}$$

$$U_N = ( 0.35 \text{ pie / seg } ) \left( \frac{0.8412 - 0.00659}{0.00659} \right)^{0.5}$$



Flooding capacity, sieve trays (surface tension = 20 dynes/cm).

FIG. III-9

$$U_N = 3.93 \text{ pie / seg}$$

El área neta de flujo de vapor es :

$$A_N = \frac{Q}{U_N}$$

Donde:  $Q = \text{Flujo de vapor} = V_N$

Haciendo un balance en el domo de la figura III-f se tiene que :

$$V_n = L_{n+1} + D$$

$$R_{\text{Ext.}} = \frac{L_{n+1}}{D}$$

$$L_{n+1} = R_{\text{Ext.}} \cdot D$$

$$R_{\text{Ext.}} = 3$$

$$D = 281.7187 \text{ Kg mol / hr}$$

$$L_{n+1} = 3 ( 281.7187 \text{ Kg mol / hr } )$$

$$= 845.1561 \text{ Kg mol / hr}$$

$$V_n = 845.1561 + 281.7187$$

$$V_n = 1126.87 \text{ Kg mol / hr}$$

Siendo  $V_n$  el flujo de vapor proveniente de la columna -  
e igual a  $Q$ .

$$V_n = 1126.87 \frac{\text{Kg mol}}{\text{hr}} \cdot \frac{44.05}{\text{Kg mol}} \cdot \frac{\text{M}^3}{6.59 \text{ Kg}} \cdot \frac{35.31 \text{ pie}^3}{\text{M}^3}$$

$$\frac{\text{hr}}{3600 \text{ seg}}$$

$$V_n = 73.88 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$A_n = \frac{73.88 \text{ pie}^3/\text{seg}}{3.93 \text{ pie}/\text{seg}} = 18.79 \text{ pie}^2$$

$$A_n = 18.79 \text{ pie}^2$$

Como el área de flujo del líquido es 12 % del área total de la columna, se tiene que el área total de la columna es :

$$A_t = \frac{A_n}{0.88} = \frac{18.79}{0.88} = 21.35 \text{ pie}^2$$

$$A_t = 1.98 \text{ M}^2$$

El diámetro de la columna es :

$$\text{Como } A_t = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 A_t}{\pi}}$$
$$= \sqrt{\frac{4 ( 1.98 ) M^2}{\pi}}$$

$$D = 1.58 M \approx 1.6 M = 1600 \text{ mm}$$

8.- CALCULO DE LOS REQUERIMIENTOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO  
Y VAPOR DE CALENTAMIENTO.

El primer paso es determinar las temperaturas que se --  
tienen en el domo y en el fondo de la columna; ésto se lo-  
gra calculando el punto de rocío y el punto de burbuja pa-  
ra la mezcla que se tiene en cada extremo de la columna.

Se conoce por definición :

En el punto de rocío 
$$\sum \frac{y_i}{K_i} = 1.0$$

En el punto de burbuja 
$$\sum K_i X_i = 1.0$$

El procedimiento de cálculo consiste en suponer una tem-  
peratura, determinar los valores de K para cada componen-  
te a esta temperatura y relacionarlos con su fracción mol  
correspondientes. La temperatura correcta será aquella a -  
la cual se cumple cada una de las relaciones anteriores.

Después de realizar los tanteos necesarios, se encuen-  
tra que las temperaturas en el domo y en el fondo son:

$$T_{\text{Domo}} = T_{\text{Rocío}} = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{Fondo}} = T_{\text{Burbuja}} = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Cálculo del calor eliminado en el condensador:

Admitiendo que la columna opera basicamente en condiciones adiabáticas y efectuando un balance de calor en el domo se tiene que:

$$V_n H_n = Q_c + D h_D + L_{n+1} h_{n+1}$$

$$Q_c = V_n H_n - D h_D - L_{n+1} h_{n+1}$$

Donde:

$Q_c$  = Calor que se transfiere en el condensador

H = Entalpía del vapor

h = Entalpía del líquido

a 50 °C :

$$h_D = h_{n+1} = 23.84 \text{ Kcal./Kg}$$

$$H_n = 151.88 \text{ Kcal./Kg}$$

Por otro lado se tiene que :

$$V_n = 1126.87 \text{ Kg mol/hr} = 49,638.6 \text{ Kg/hr}$$

$$D = 281.7187 \text{ Kg mol/hr} = 12,409.7 \text{ Kg/hr}$$

$$L_{n+1} = 845.1561 \text{ Kg mol/hr} = 37,229.1 \text{ Kg/hr}$$

De tal forma que  $Q_c$  es :

$$Q_c = \left[ \begin{aligned} & ( 49,638.6 \text{ Kg/hr} ) ( 151.88 \text{ Kcal/Kg} ) \\ & - ( 12,409.7 \text{ Kg/hr} ) ( 23.84 \text{ Kcal/Kg} ) \\ & - ( 37,229.1 \text{ Kg/hr} ) ( 23.84 \text{ Kcal/Kg} ) \end{aligned} \right]$$

$$Q_c = 6, 616,325 \text{ Kcal/hr}$$

El consumo de agua de enfriamiento viene dado por la ecuación :

$$M_c = \frac{Q_c}{c_p ( T_2 - T_1 )}$$

$$c_p = 1 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

Como se indicó en el principio de este capítulo, se dispone de agua de enfriamiento a  $32^\circ\text{C}$  con una temperatura de retorno máxima de  $42^\circ\text{C}$ .

$$M_c = \frac{6, 616,325 \text{ Kcal/hr}}{1.0 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C} ( 42 - 32 ) ^\circ\text{C}}$$

$$M_c = 661,632 \text{ Kg/hr} = 661.6 \text{ M}^3/\text{hr}$$

$$M_c = 661.6 \text{ M}^3/\text{hr}$$

VAPOR DE CALENTAMIENTO.

Cálculo del calor suministrado en el rehervidor:

Efectuando un balance para la columna total y considerando que prácticamente no hay pérdidas de calor se tiene que:

$$F h_F + Q_R = Q_c + D h_D + W h_W$$

$$Q_R = Q_c + D h_D + W h_W - F h_F$$

$$h_D = 23.84 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_F = 25.36 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_W = 26.59 \text{ Kcal/Kg}$$

$$F = 12,500 \text{ Kg/hr}$$

$$W = 90.38 \text{ Kg/hr}$$

$$Q_R = \left[ ( 6, 616,325 \text{ Kcal/Kg } ) + ( 12,409.7 \text{ Kg/hr } ) \right. \\ \left. ( 23.84 \text{ Kcal/Kg } ) + ( 90.38 \text{ Kg/hr } ) ( 26.59 \text{ Kcal} \right. \\ \left. /\text{Kg } ) - ( 12,500 \text{ Kg/hr } ) ( 25.36 \text{ Kcal/Kg } ) \right]$$

$$Q_R = 6, 597,575 \text{ Kcal/hr}$$

El vapor de calentamiento que se tiene disponible es de  
4.6 Kg/cm<sup>2</sup> G

De tablas de vapor :  $\lambda_v = 501.66 \text{ Kcal/Kg}$

$$M_R = \frac{Q_R}{\lambda_v} = \frac{6,597,595 \text{ Kcal/hr}}{501.66 \text{ Kcal/Kg}}$$

$$M_R = 13,151 \text{ Kg/hr}$$

## 9.- ESTIMACION DEL AREA DEL CONDENSADOR Y REHERVIDOR

Con objeto de poder efectuar el análisis económico del sistema, se hará una estimación aproximada del área del -- condensador y el área del rehervidor.

Area del condensador:

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

Donde:

Q = Carga térmica del condensador =  $Q_c = 6,616,325$  Kcal/hr

U = Coeficiente global de transferencia de calor; de acuerdo a la operación de otras plantas similares para este servicio =  $582$  Kcal/hr  $M^2$  °C

LMTD = Diferencia de temperatura media logaritmica y es :

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\text{Ln } \Delta T_2 / \Delta T_1}$$

Siendo:

$$\Delta T_2 = T_1 - t_2$$

$$\Delta T_1 = T_2 - t_1$$

$T_1 = T_2 = 50$  °C = Temperatura del producto a condensar

$t_1 = 32$  °C = Temperatura de entrada de agua de enfria-

miento.

$t_2 = 42 \text{ }^\circ\text{C}$  = Temperatura de salida del agua de enfriamiento.

$$\text{LMTD} = \frac{(50 - 32) - (50 - 42)}{\text{Ln} \left( \frac{50 - 32}{50 - 42} \right)} = 12.3 \text{ }^\circ\text{C}$$

El área del condensador es :

$$A = \frac{Q}{U \cdot \text{LMTD}} = \frac{6,616,325 \text{ Kcal/hr}}{(582 \text{ Kcal/hr M}^2 \text{ }^\circ\text{C}) (12.3 \text{ }^\circ\text{C})}$$

$$A = 924 \text{ M}^2$$

Se considerará que los tubos serán de  $3/4''$  de diámetro en arreglo triangular, 16 BWG y con un pitch de  $1''$ .

El material de los tubos y la coraza será de acero inoxidable 304.

Area del rehervidor :

De la misma forma que el condensador se tiene:

$$Q = U \cdot A \cdot \text{LMTD}$$

Donde :

$$Q = \text{Carga térmica del rehervidor} = Q_R = 6,597,575 \text{ Kcal/hr}$$

$$U = \text{Coeficiente global de transferencia de calor} \\ = 976 \text{ Kcal/M}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatura vapor de calentamiento} = 110 \text{ } ^\circ\text{C} = T_1 = T_2$$

$$\text{Temperatura fondos de la columna} = 55 \text{ } ^\circ\text{C} = t_2 = t_1$$

$$\text{LMTD} = 110 - 55 = 55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El área del rehervidor será :

$$A = \frac{6,597,575 \text{ Kcal/hr}}{(976 \text{ Kcal/hr M}^2 \text{ } ^\circ\text{C}) (55 \text{ } ^\circ\text{C})} = 123 \text{ M}^2$$

$$A = 123 \text{ M}^2$$

Se utilizará un rehervidor tipo termosifón vertical con tubos de acero inoxidable tipo 304 y carcaza de acero al carbón. Los tubos serán de 3/4" de diámetro en arreglo triangular 16 BWG y con un pitch de 1".



10.- ESTIMACION DE LOS COSTOS FIJOS, COSTOS DE OPERACION  
Y COSTO TOTAL.

( Considerando columna, rehervidor y condensador ).

Se hará la consideración de que el sistema diseñado será eficiente, por lo menos durante un lapso de 10 años incluyendo el de 1980, es decir de 1980 a 1989.

Por lo que se evaluarán los costos fijos y costos de operación para cada año, considerando el método de anualidad.

Lo primero es determinar los costos fijos a 1980; estos son obtenidos, ya sea de artículos del Chemical Engineering y actualizando al presente año, información directa de proveedores, relación de índices poseídos por compañías de ingeniería, etc; para éste caso se determinarán de artículos del Chemical Engineering y se actualizarán a 1980 obteniéndose lo siguiente:

Para la columna:

Considerando material de acero inoxidable 304 y espesor de 1/2" se tiene:

|                                |                           |
|--------------------------------|---------------------------|
| - Columna                      | \$ 4, 746 200 M.N.        |
| - Internos (Platos de válvula) | \$ 1, 961 440 M.N.        |
| <b>T O T A L</b>               | <b>\$ 6, 707 640 M.N.</b> |

Para el rehervidor:

\$ 325 590 M. N.

Para el condensador:

\$ 1, 440 450 M.N.

$$\begin{aligned}\text{Costo Fijo} &= 6, 707 640 + 325 590 + 1, 440 450 \\ &= \$ 8, 473 680 \text{ M.N.}\end{aligned}$$

Costos de Operación.

Las plantas petroquímicas generalmente operan 8000 hrs al año; en base a esto se tiene:

- Costo de agua de enfriamiento.

El costo de agua en plantas de este tipo está actualmente en \$ 0.595 M.N. por  $M^3$ .

El consumo de agua de enfriamiento en el condensador es =  $661.6 M^3/hr$

$$\begin{aligned}\text{Costo de agua de enfriamiento} &= 661.6 M^3/hr \times 8000 \text{ hr/Año} \\ &\quad \times \$ 0.595 \text{ M.N./M}^3 \\ &= \$ 3, 149 216 \text{ M.N./Año}\end{aligned}$$

- Costo de vapor de calentamiento.

El costo del vapor de 4.6 Kg/cm<sup>2</sup> G es de \$ 75.0 M.N. la tonelada.

El consumo de vapor en el rehervidor es

= 13 151 Kg/hr

= 13.151 Ton/hr

Costos de vapor = 13.151 Ton/hr x 8000 hr/año x

\$ 75 M.N. /Ton.

= \$ 7, 890 699/Año

Costo Total a 1980 = \$ 19, 513 496

Una vez determinados los valores de los costos fijos y costos de operación a 1980, se calcularán los costos de Operación a 10 años de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$P = R_A \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n}$$

Donde : P = Valor presente

R<sub>A</sub> = Costo anual

i = Interés anual = 18 % = 0.18

n = Número de año que se determina;

Dando como resultado la siguiente tabla:

$$R = 3$$

| AÑO | COSTO FIJO<br>\$/AÑO | COSTO OPERACION<br>\$/AÑO | COSTO TOTAL.<br>\$/AÑO. |
|-----|----------------------|---------------------------|-------------------------|
| 0   | 8,473,680            | 11,039,816                | 19,513,496              |
| 1   | ✓                    | 9,355,140                 | 17,828,820              |
| 2   | ✓                    | 17,283,935                | 25,757,615              |
| 3   | ✓                    | 24,002,767                | 32,476,447              |
| 4   | ✓                    | 29,697,105                | 38,170,785              |
| 5   | ✓                    | 34,444,225                | 42,917,905              |
| 6   | ✓                    | 38,612,860                | 47,686,540              |
| 7   | ✓                    | 42,078,258                | 50,551,938              |
| 8   | ✓                    | 45,014,849                | 53,488,529              |
| 9   | ✓                    | 47,504,328                | 55,978,008              |

Hasta aquí termina el cálculo para la primera secuencia (  $R = 3$  ); a continuación se da la tabla con los resultados obtenidos para los diferentes reflujos (  $R = 3, 4, 5, 7$  ) .

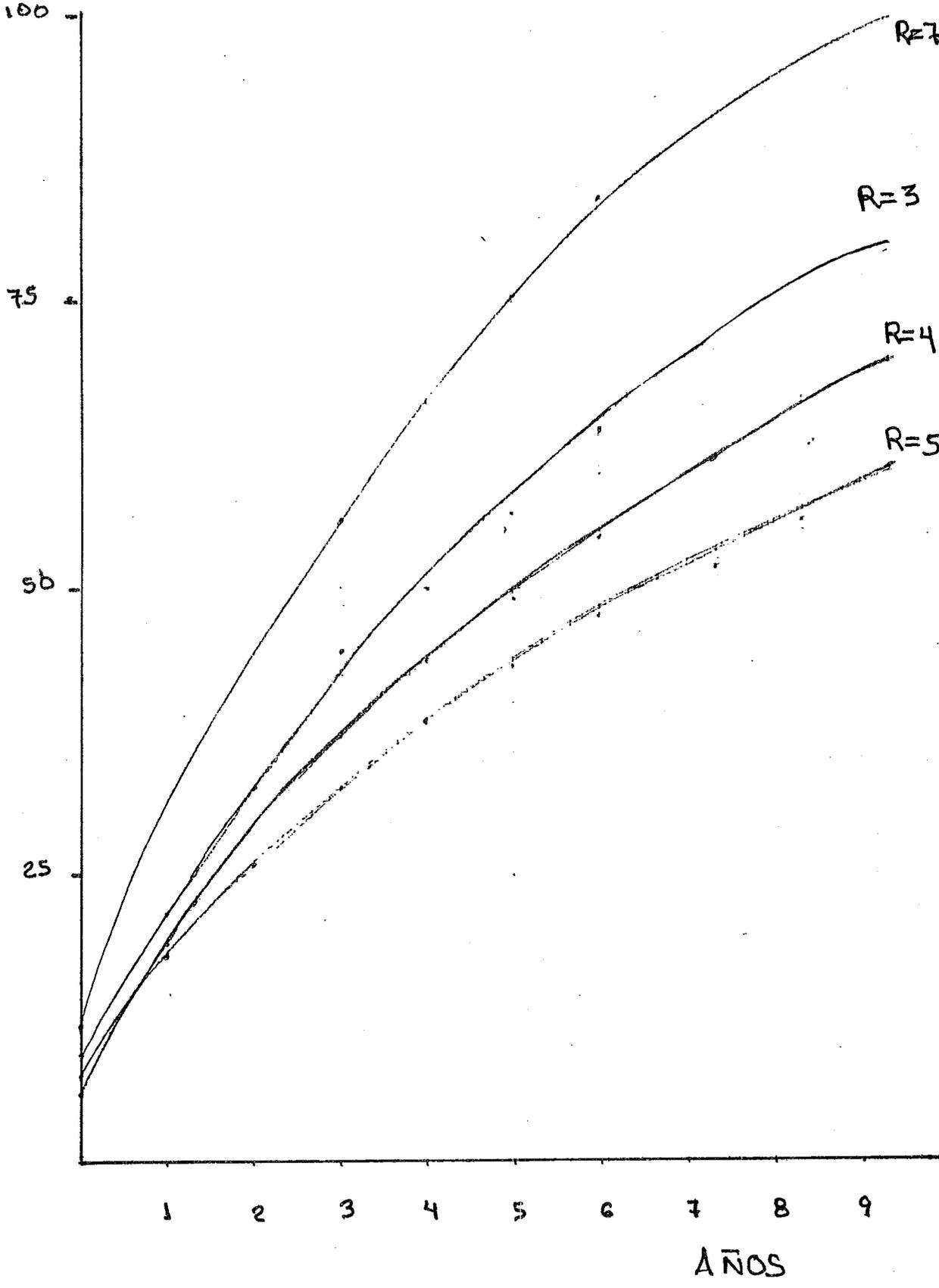
| REFLUJO EXTERNO | Núm. de PIATOS TEORICOS. | Núm de PIATOS REALES. | DIAMETRO DE LA COLUMNA. (M) | CAJOR ELIMINADO EN EL CONDENSAADOR. (KCAL/HR) | AGUA DE ENFTO. REQUERIDA. M <sup>3</sup> /H | CARGA TERMICA SUMINISTRADA AL REHEURVIDOR. (KCAL/HR) | VAPOR SUMINISTRADO AL REHEURVIDOR. KG/HR | AREA DEL CONDENSADOR. (M <sup>2</sup> /FT <sup>2</sup> ) | AREA DEL REHEURVIDOR. (M <sup>2</sup> /FT <sup>2</sup> ) |
|-----------------|--------------------------|-----------------------|-----------------------------|---|---|--|--|--|--|
| 3               | 62                       | 104                   | 1.6                         | 6,615325                                      | 661.6                                       | 6,597575   | 13151                                    | 924<br>9941  | 123<br>1323  |
| 4               | 45                       | 75                    | 1.78                        | 7,944713                                      | 794.5                                       | 7,925963   | 15,799                                   | 1110<br>11942  | 148<br>1592  |
| 5               | 41                       | 69                    | 1.96                        | 9,533566                                      | 953.35                                      | 9,514816   | 18966                                    | 1332<br>14330  | 177<br>1904  |
| 7               | 36                       | 60                    | 2.3                         | 12,711548                                     | 1271.15                                     | 12,692799  | 25301.6                                  | 1776<br>19107  | 237<br>2550  |

SELECCION DEL REFLUJO OPTIMO, RESUMEN Y CARACTERISTICAS  
DE LA COLUMNA.

Utilizando el mismo sistema de cálculo para la determinación de los costos para los diferentes reflujos, a continuación se graficarán los costos totales de cada reflujo - contra años, para comparar de los cuatro reflujos asumidos , cuál de ellos sería el óptimo para la columna.

1 x 10<sup>6</sup>

COSTO \$



Como puede observarse en la gráfica el reflujo con menor costo total es para  $R = 5$ , ya que su curva está por abajo de las demás; siendo éste el reflujo óptimo de la columna.

De acuerdo al análisis anterior, las características del sistema son:

|                              |                     |
|------------------------------|---------------------|
| - Alimentación               | 12, 500.00 Kg/hr    |
| - Destilado                  | 12, 409 716 Kg/hr   |
| - Fondos                     | 90.38 Kg/hr         |
| - Relación de reflujo        | 5                   |
| - Diámetro de la columna     | 1.96 M              |
| - Número de platos reales    | 69                  |
| - Espaciamiento entre platos | 616 mm              |
| - Tipo de platos             | de válvulas         |
| - Area del condensador       | 1332 M <sup>2</sup> |
| - Area del rehervidor        | 177 M <sup>2</sup>  |

## CAPITULO IV

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

Para poder realizar el diseño adecuado de una columna de destilación la cual opere eficientemente en la práctica, es absolutamente necesario contar con datos de equilibrio experimentales, debido a que la exactitud de los cálculos realizados dependerá, en gran parte, de la exactitud de los datos de equilibrio entre las fases del sistema en estudio.

Asimismo, el cálculo de número de platos teóricos deberá hacerse utilizando un método de cálculo riguroso plato a plato. Esto es debido al hecho de que las condiciones de operación varían de un punto a otro en un plato y de plato a plato y a la inexactitud involucrada por las suposiciones hechas en los métodos cortos.

La utilización de los métodos de cálculo cortos solo deberá servir como una guía para encontrar las mejores condiciones para llevar a cabo la separación requerida.

Una vez que se ha realizado el diseño del sistema de purificación para óxido de etileno, puede decirse que éste paso es factible de llevar a cabo debido a que así pueden evitarse muchos problemas en la operación de la planta y al

hecho de que al vender el producto purificado se amplía el mercado en el cual puede colocarse el óxido de etileno.

## CAPITULO V

### B I B L I O G R A F I A .

- 1.- " DESIGN OF EQUILIBRIUM STAGE PROCESSES " ,  
Buford D. Smith, McGraw - Hill Book Company, 1963.
- 2.- " DISTILLATION, Matthew Van Winkle, McGraw-Hill Book  
Company, 1967.
- 3.- " UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING " ,  
Warren L. McCabe & Julian C. Smith, McGraw - Hill  
Book Company, 1967.
- 4.- " MASS TRANSFER OPERATIONS " , Robert E. Treybal,  
McGraw - Hill Book Company, 1968.
- 5.- " MODERN DESIGN OF DISTILLATION COLUMNS " , J. R.  
Fair and W. L. Bolles, pag. 156 - 178, Chemical  
Engineering, abril 22, 1968.
- 6.- " TABLES OF PHYSICAL AND THERMAL PROPERTIES FOR  
ETHYLENE OXIDE AND ACETALDEHIDE " , Halcon Interna -  
tional, inc.
- 7.- " ETHYLENE OXIDE " Technical Brochure, Jefferson  
Chemical company Inc.
- 8.- " VAPOR - LIQUID EQUILIBRIA, ETHYLENE OXIDE = ACETAL-  
DEHYDE ANDE ETHYLENE OXIDE - WATER SYSTEMS " , K. F.  
Coles and Felix Popper, pag. 1434 - 1438, Industrial  
and Engineering Chemistry, Vol. 42, No. 7, Julio 1950.

- 9.- " MANUFACTURE AND USES OF ETHYLENE OXIDE AND ETHYLENE GLYCOL " , P. O. McClellan, pag. 2402 - 2407, Industrial and Engineering Chemistry, Vol, 42, No. 12 Diciembre , 1950 .
- 10.- " ETHYLENE OXIDE, HAZARDS AND METHODS OF HANDLING " , L. G. Hess and V. V. Tilton, pag 1251 - 1258, Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 42, No. 6, Junio 1950.
- 11.- " CHEMICAL ENGINEERING " , Cost Estimating for Major Equipment, October 10, 1977.
- 12.- " INDUSTRIAL FABRICATING COMPANY " , Designer and Manufacturer of Shell and Tube Heat Exchangers. , Marzo 1980.
- 13.- " SELECTING FRACTIONATING - COLUMN INTERNALS " , James R, Fair, pag. 107 - 116, Chemical Engineering, Julio 5, 1965.
- 14.- " HOW TO ESTIMATE FRACTIONATING COLUMN COSTS " , N. H. Prater and D. W. , Antonnaci, pag. 119 - 126, Petroleum Refiner, Vol. 39, No. 7, Julio 1960.