

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



10

MODIFICACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION
EN UNA PLANTA PURIFICADORA DE DICLORO ETANO
PARA EVITAR INCRUSTACION Y CONTAMINACION.

TESIS PROFESIONAL

BALTASAR REYES SANCHEZ

México, D. F.

1978



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.

TESIS 1978

M.C. ~~365~~ B1211 359

AÑO _____

FECHA _____

PROC. _____

OTRO _____



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

TITULO DEL TEMA: "MODIFICACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION EN UNA PLANTA PURIFICADORA DE DICLOROETANO PARA EVITAR INCRUSTACION Y CONTAMINACION".

NOMBRE DEL SUSPENDIDO: BALTASAR REYES SANCHEZ

CARRERA : INGENIERO QUIMICO

AÑO 1978.

JURADO ASIGNADO
ORIGINALMENTE

PRESIDENTE	EDUARDO ROJO Y DE REGIL
V O C A L	VLADIMIR ESTIVILL RIERA
SECRETARIO	RUDI P. STIVALET CORRAL
1er.SUPLENTE	ROBERTO ANDRADE CRUZ
2do.SUPLENTE	ALFONSO FRANYUTTI ALTAMIRANO

Sitio donde se desarrolló el tema ;: COMPLEJO INDUSTRIAL DE PAJARITOS, VER

Nombre completo y firma del sustentante: BALTASAR REYES SANCHEZ

Nombre completo y firma del asesor del tema: RUDI PRIMO STIVALET CORRAL

Nombre completo y firma del supervisor técnico: NO LO HAY

Dedico este trabajo a mis PADRES,
en agradecimiento, por guiarme ha
cia el camino de la honradez.

RIGOBERTO REYES F. Y
NIEVES SANCHEZ DE F.

A MIS HERMANOS.

Quienes con su colabo
ración, han hecho po-
sible mi formación -
profesional.

A todos aquellos, que de una
u otra forma, tuvieron in- -
fluencia, para mi desarrollo
en general, con agradecimien
to.

A MI ESCUELA.

A MIS MAESTROS.

**"MODIFICACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION EN UNA PLANTA PURIFICADORA
DE DICHLOROETANO PARA EVITAR INCRUSTACION Y CONTAMINACION"**

- I .- INTRODUCCION

- II .- DESCRIPCION DEL PROCESO

- III .- CONSIDERACIONES ECONOMICAS

- IV .- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

- V .- PRUEBAS DEL LABORATORIO Y NUEVAS CONDICIONES
DE OPERACION

- VI .- CALCULO DEL EQUIPO EXISTENTE Y ADICIONAL
REQUERIDO PARA EL CAMBIO

- VII .- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- VIII .- BIBLIOGRAFIA.

I.- INTRODUCCION .

El dicloroetano, materia prima para la obtención de cloruro de vinilo, es uno de los productos petroquímicos básicos, más importantes para el desarrollo industrial, en la fabricación industrial. La demanda actual en el mercado Nacional, de cloruro de vinilo (y de dicloroetano) ha superado la producción, te- niéndose que recurrir a la importación.

Estos productos, por pertenecer a la petroquímica básica, sólo PEMEX (como empresa del Estado) puede obtenerlos.

La primera planta productora de Dicloroetano y cloruro de Vinilo, instala- da en México, se construyó en el Complejo Industrial de Pajaritos, Veracruz, en el año de 1968, con capacidad para obtener 37,600 ton/año de dicloroetano- de 99.98% de pureza, 19 600 ton/año de Cloruro de vinilo con una pureza de -- 99.98% y 12 000 Ton/año de cloruro de etilo. Esta última sección nunca fué - operada y actualmente se encuentra operando solo la sección de Dicloroetano.

La intensa corrosión que se tiene en ese medio ha dañado muy fuerte a -- ese equipo externamente, y aumentada a la corrosión interna que sufre el equi- po de la sección de cloruro de Vinilo (por manejar ácido clorhídrico), deter- minó el paro de esa sección desde hace tres años.

En previsión de tal situación y para satisfacer la demanda, que aumentaba, se construyó, en el mismo complejo, la Planta de Derivados Clorados II, con e- capacidad para obtener 120 000 Ton/año de dicloroetano y 70 000 Ton/año de -- cloruro de Vinilo con una pureza de 99.99%

En la actualidad, la producción de esas plantas es insuficiente, por lo- que se ha iniciado la construcción de la tercera planta de Derivados Clorados, para una capacidad de 150 000 Ton/año de cloruro de vinilo.

En la sección de "Secado y Purificación de Dicloroetano", de la Planta de Derivados Clorados II, se están eliminando 735 Kg/hr de una mezcla de dicloroetano, tricloroetano y pesados, debido a los problemas que se han presentado en la operación de los rehervidores E-304 y D-303, causados por el taponamiento que ocasiona el carbón formado a las temperaturas de operación. Estos mismos problemas han evitado la operación de una parte de esa sección, dejando sin procesar el efluente que está siendo eliminado.

Este trabajo está encausando a lograr los objetivos siguientes:

- 1) Disminuir las presiones (en las dos columnas) de operación para que sea menor la formación de carbón.
- 2) Poner en operación la columna D-304 para la recuperación de 6.74 Ton/día de dicloroetano.
- 3) Al procesar la corriente que está siendo eliminada, disminuir la contaminación y
- 4) Obtener la utilidad que las modificaciones permitan.

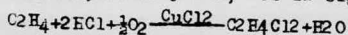
Este objetivo se tratará de alcanzar mediante cambio en las condiciones de operación en el equipo ya existente y se calculará el adicional requerido, efectuándose un balance económico de la sección que está sin operar y del equipo propuesto, para conocer las pérdidas que se han tenido por ese equipo sin operar y la conveniencia de llevar a cabo las modificaciones propuestas.

II.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

La obtención del cloruro de vinilo en la planta de derivados clorados consta de los cinco pasos siguientes (los dos primeros son paralelos):

- 1.- Oxidación (con aire) del etileno a 1,2-dicloroetano.
- 2.- Cloración directa del etileno a 1,2-dicloroetano.
- 3.- Secado y purificación del 1,2-dicloroetano crudo (eliminación de compuestos pesados).
- 4.- Pirólisis del 1,2-dicloroetano y recuperación de HCl.
- 5.- Separación del 1,2-dicloroetano y purificación del producto cloruro de vinilo.

1.- Oxidación .- La reacción principal que se tiene entre el etileno, el O₂ y HCl, es la siguiente:



La reacción se lleva a cabo en tres reactores multitubulares de lecho fluidizado, usando cloruro cúprico como catalizador, soportado por alúmina, a una temperatura de 280°C y a 2 atmósferas de presión manométrica.

La reacción es exotérmica y el calor se elimina produciendo en la chaqueta del reactor, vapor de agua que se usará en el proceso.

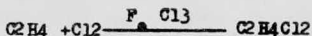
La relación real de alimentación de reactivos al reactor es aproximadamente de 1/1.7/0.57, con etileno en exceso a fin de maximizar la conversión del ácido clorhídrico como reactivo limitante y obtener buena selectividad. El aire se emplea para proporcionar a la reacción el oxígeno requerido. La alimentación al reactor es de un solo paso y con 10.5% mol de O₂.

Los productos de la reacción son separados de los sólidos arrastrados y se lavan con agua primero y después con sosa cáustica para eliminar cualquier cantidad de HCl --

que no haya reaccionado. El producto así lavado es almacenado como dicloroetano crudo en el F-108.

Los gases de purga de la reacción, después de ser lavados se envían al reactor de cloración directa, habiendo sido secados antes, para agotar el etileno residual.

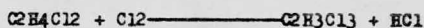
2.- Cloración Directa.- Este es otro proceso para la obtención del dicloroetano, a partir de la reacción



En este caso se hace reaccionar cloro vaporizado y seco con etileno gaseoso, en presencia de 1,2-dicloroetano líquido que actúa como solvente y agente enfriador, usando cloruro férrico como catalizador.

La reacción se lleva a cabo en un solo reactor a 52°C y una presión de 0.6 atm.

En este proceso se forman subproductos debido a que se encuentran en contacto el dicloroetano y el cloro formando el tricloroetano dado por la reacción.



El producto se derrama hacia la sección de lavado y de aquí como dicloroetano crudo al F-108.

3.- Secado y Purificación de 1,2-Dicloroetano.- El problema que se analizará en este trabajo se localiza en esta sección por lo que esta parte del proceso sería descrita con mayor detalle. Del F-108 el dicloroetano es enviado por la bomba G-104 a la sección de secado y recibido en el tanque de alimentación (F-301) a la torre secadora D-301; se alimenta por medio de la G-301 con una presión de 1.11 Kg/Cm² absolutos en el domo. La eliminación del agua se lleva a cabo mediante la circulación de vapores del rehervidor E-301, los cuales arrastran el agua y después son separadas las dos capas por diferencia de densidades en el F-302, habiendo sido condensados antes en el E-302.

Por el fondo de la columna, donde se tienen 92°C y $1.32\text{Kg}/\text{cm}^2$ absolutas, se obtiene dicloroetano seco y con una pureza de 98.18%. Las impurezas contenidas en esta corriente son tricloroetano y más pesados; se almacena en el F-306 a $2.1\text{Kg}/\text{cm}^2$ absolutos, de donde son alimentados por la bomba G-310 a la columna purificadora de dicloroetano, la D-302. Esta columna opera con $1.08\text{Kg}/\text{cm}^2$ absolutos y 85°C en el domo, en el fondo se mantienen $1.44\text{Kg}/\text{cm}^2$ y 110°C . De esta columna se obtiene por el domo una corriente de dicloroetano con 99.57% de pureza, que es condensado en el E-305 y acumulado en el F-303, de donde es enviado una parte como reflujo a la torre D-302 y la otra como producto seco y sin pesados al tanque de almacenamiento del dicloroetano puro F-304 mediante la bomba G-304. La producción de vapores se logra mediante calentamiento con vapor de $3.87\text{Kg}/\text{cm}^2$.

Por el fondo de la torre y a través del filtro H-301, se saca mediante la bomba G-313 un residuo conteniendo 42.18 de dicloroetano y 57.82% de tricloroetano y pesados, que es alimentado a la columna separadora de residuos. Esta columna tiene como objetivo separar el dicloroetano arrastrado por el fondo de la purificadora, así como el tricloroetano y con ello reducir totalmente la contaminación aprovechando el tricloroetano y los residuos más pesados como materia prima en la planta de percloroetileno y el dicloroetano separado, recirculando hacia la sección de pirólisis.

La columna opera con 500 mm Hg de vacío y una temperatura de 52.5°C en el domo y con 440 mm de mercurio de vacío en el fondo y una temperatura de 82.5°C .

Se obtiene por el domo un producto con 97.26% de dicloroetano, el cual es condensado y acumulado en los E-307 y F-305, de donde se recircula una parte como reflujo y otra al F-306 por medio de la G-308. La presión de vacío en la D-304 se mantiene por un eyector de vapor conectado al F-305 (acumulador de reflujo) y por una válvula reductora de presión instalada en la desoarga de la bomba G-313.

Los productos del fondo pasan al rehervidor D-303 y al F-307 donde es separado en tricloroetano de los pesados y enviadas

las dos corrientes separadamente a la planta de percloroetileno.

4.- Pirólisis del Diclороetano y separación de HCl.- El 1,2-Diclороetano puro almacenado en el F-304 es bombeado al vaporizador E-401, con una presión de 10.5 Kg/Cm² donde es vaporizado mediante vapor de media, para alimentarlo a los hornos de pirólisis, donde a 480°C y 10 Kg/Cm², tiene lugar la formación de cloruro de vinilo y ácido clorhídrico. La conversión en los hornos es de 50% y cada uno produce la mitad del producto total obtenido. Se inyecta una pequeña cantidad de cloro vaporizado para reducir la formación de carbón y otros sub-productos.

El efluente de los hornos pasa al sistema de apagado que consiste en poner en contacto directo producto frío proveniente del F-402; posteriormente se le separan líquidos más pesados y una parte de los vapores es enfriada en el E-403 y otra en los E-404 y E-405, para ser alimentados del F-402 a la torre absorbidora, donde será separado el HCl con alta pureza, para ser enviado a oxícloración. El cloruro de vinilo y productos más pesados son absorbidos en aceite pobre y por el fondo de la columna se obtiene una corriente libre de ácido clorhídrico y compuesta principalmente por cloruro de vinilo y dicloroetano, que es enviado al tanque de balance F-413 para ser alimentada a la siguiente etapa.

5.- Separación de 1,2-Diclороetano y Purificación del Cloruro de vinilo.- Del F-403 es bombeada la solución a la torre separadora de cloruro de vinilo, la cual opera a 3Kg/Cm² y 16°C en el domo. El producto del domo, con 99% de cloruro de vinilo es condensado y enviado a la columna redestiladora, de la que se obtiene un producto de alta pureza de MCV, de donde pasa a través de los agotadores de HCl, para ser almacenado como producto puro.

El Diclороetano obtenido por el fondo de la D-501 es recirculado al F-306 para que le sean eliminados los pesados y enviarlo de nuevo a los hornos.

Los fondos de la redestiladora de MCV, que son productos intermedios se envían a la planta de percloroetileno, para que sirvan de materia prima en la obtención de ese producto.

III.- CONSIDERACIONES ECONOMICAS .

En las consideraciones económicas referidas aquí, se obtendrán los costos del equipo y demás contribuyentes, para el presente año. La inversión (6) estará representada por la parte del equipo instalado que no opera, en la sección de "Secado y Purificación de Dicloroetano", y que no ha operado, a excepción de algunos períodos muy cortos en que se ha intentado; así mismo, se determinarán las pérdidas que representa el drenar la cantidad de producto dispuesta para esa sección sin operar.

Esta sección comprende el equipo instalado para la disminución de pesados, o sea, la parte alimentada por la bomba G-313, que maneja los fondos de la purificadora de dicloroetano, D-302; el equipo es el siguiente

La columna de destilación, D-304

El rehervidor D-303

El tanque separador de pesados F-307

El condensador de residuos ligeros E-309

El tanque separador de residuos ligeros F-308

Las bombas G-311 y G-307 de residuos ligeros y pesados respectivamente

El condensador de productos del domo E-307

El tanque acumulador de reflujo F-305

La bomba de reflujo G-308 y

El eyector de vacío G-309

El condensador de vapores del acumulador de reflujo E-308

Características y costo del equipo principal.

Torre D-304 con platos perforados

DI = 90 cm

L = 785 cm

Presión de diseño = 2 Kg/cm² man de vacío

Material Acero al carbón

Costo

\$100,000.00

MOTOR G-306 para el agitador del D-303

Potencia = 15 HP

\$12,500.00

REHERVIDOR D-303

Material	Acero al carbón	
Area de transferencia	46 ft ²	
Costo		\$100,000.00

CONDENSADOR E-309, DE RESIDUOS LIGEROS

Material	Acero al carbón	
Area de transferencia	20 ft ²	
Costo		\$ 60,000.00

CONDENSADOR E-307, DE LA D-304

Material	Acero al carbón	
Area de transferencia	100 ft ²	
Costo		\$170,000.00

CONDENSADOR E-308, (VAPORES DEL F-305)

Material	Acero al carbón	
Area de transferencia	22 ft ²	
Costo		\$ 65,000.00

TANQUE F-305, ACUMULADOR DE REFLUJO

Material	Acero al carbón	
Diámetro	0.8 m	
Longitud	1.6 m	
Presión	2 Kg/cm ² mca de vacío	
Costo		\$ 39,000.00

TANQUE F-307, SEPARADOR DE RESIDUOS PESADOS

Material	Acero al carbón	
Diámetro	1.3 m	
Longitud	2.6 m	
Presión	2 Kg/cm ² mca de vacío	
Costo		\$ 119,000.00

TANQUE 308 SEPARADOR DE RESIDUOS LIGEROS

Material	Acero al carbón	
Diametro	0.6 m	
Longitud	1.0 m	
Presión	2 Kg/cm ² mande vacio	
costo		\$ 29,000.00

BOMBA G-308 DE REFRUJO A D-304

Tipo	Centrífuga	
Gasto	0.96 m ³ /h	
Potencia	1 HP	
Costo		\$ 92,100.00

BOMBA G-307 DE RESIDUOS PESADOS

Tipo	Centrífuga	
Gasto	1.33 m ³ /h	
Potencia	0.5 HP	
Costo		\$ 54,600.00

BOMBA G-311 DE RESIDUOS LIGEROS

Tipo	Centrífuga	
Gasto	0.6 m ³ /h	
Potencia	0.5 HP	
Costo		\$ 54,600.00

Costo del equipo principal \$ 895,800.00

Costo de Instalación.- Se considera un 30% del costo del equipo principal

$C_{Inst.} = 895800 \times 0.30 =$ \$ 268,740.00

Costo de Instrumentación.- Se estima en 30% el costo del equipo principal

$C_{Instr.} = 895800 \times 0.30 =$ \$ 268,740.00

Costo de la Tubería.- Se considera como el 35% del equipo principal

$C_T = 895800 \times 0.35 =$ \$ 313,530.00

Costo del aislante.- Este costo se estima en un 10% del costo del equipo principal.

$$C_A = 395,800 \times 0.10 = \$ 89,580.00$$

COSTO FISICO DE LA SECCION

Costo del equipo principal	\$895,800.00
Costo de instalación	\$268,740.00
Costo de instrumentación	\$268,740.00
Costo de la tubería	\$313,530.00
Costo del aislante	\$ 89,580.00
Costo Físico de la Sección	<hr/> <u>\$ 1,836,390.00</u>

Costo de Ingeniería y Construcción.- Se estima como el 32% del costo físico de la sección

$$C_{IYC} = 1,836,390 \times 0.32 = \$ 586,645.00$$

Reservas para contingencia.- Considerado como el 10% del costo físico de la Sección.

$$C_R = 1,836,390 \times 0.10 = \$ 183,639.00$$

CAPITAL FIJO.- es la suma de los siguientes costos:

Costo físico de la Sección	\$1,836,390.00
Costo de Ingeniería y Construcción	\$ 587,645.00
Capital de reserva	\$ 183,639.00
Capital Fijo	<hr/> <u>\$2,607,674.00</u>

INVERSION TOTAL.- En este caso será considerado como capital fijo solamente ya que el capital de trabajo es muy pequeño para ser considerado.

Inversión total es la cantidad que PEMEX tiene invertido en esa Sección- sin producir nada. Si dicha cantidad hubiera sido colocada en un banco a plazo fijo con el 16 % anual a dos años, a la fecha se tendría, sabiendo- que está sin operar desde 1972, la cantidad de

$$2,607,674 \times 1.16 \times 6 = \$5,111,041.00$$

o usando las ecuaciones para interés compuesto con el mismo rédito del 16% de interés anual durante 6 años capitalizable cada año, se tiene inversión total = igual a

$$\text{Inv. T} = C(1+R)^t = \$ 6 353,300.00$$

Suponiendo una vida útil del equipo de 10 años con una depreciación en línea recta se tiene

$$\text{Amortización} = \frac{\text{Capital Fijo}}{\text{Vida Util del Equipo}} = \$ 260,767.00$$

Usando las ecuaciones de interés compuesto aplicados a la amortización, la cual se hará a 10 años con un interés del 6% anual capitalizable cada 6 meses se tendrá un pago anual por amortización de

$$A = \frac{Cr(1+r)^n}{(1+r)^n - 1}$$

$$A = \frac{(2 607 674) (.06) (1.06)^{20}}{(1.06)^{20} - 1} = \$ 227,350.00$$

De acuerdo con este pago anual, en 6 años que se tiene el equipo instalado se ha pagado

$$(227,350.00)(6) = \$ 1 364,100.00$$

El valor actual del equipo será, la inversión total disminuida por la depreciación durante los 6 años que lleva instalado, es decir

$$\text{Inv. Actual} = 2 607 674 - 1 364 100.00 = \$ 1 243 574.00$$

Un análisis más completo de las pérdidas que ha tenido, incluirá lo que se ha dejado de ganar por no producir y lo que se ha perdido por depreciación, para lo que habrá que calcular los costos de producción

Costos Directos Por Año.

Materia Prima.-La mezcla procedente de la columna D-302 que será alimentada a esta sección se estima a un costo de \$1,800.00 por tonelada.

Para Una Operación de 330 días Por Año

Consumo por año	5 821 Toneladas
Costo por Tonelada	\$ 1 800.00
Costo por año	\$10 500 000.00

No será considerado el costo por mano de obra, ya que esta sección puede ser operada con el mismo personal ya existente.

Servicios Auxiliares.

a) Agua

Consumo anual	134 640 Toneladas
Costo por Tonelada	\$ 0.20
Costo Anual	\$ 27 000.00

b) Vapor

Consumo anual	2 200 Toneladas
Costo por Tonelada	\$ 40.00
Costo Anual	\$ 88 000.00

c) Energía Eléctrica 208 600. Kw-Hr

Costo por KW-Hr	\$ 0.45
Costo por año	\$ 87 600.00

Los costos directos de producción son la suma de los costos por materia prima, mano de obra directa y servicios auxiliares.

Materia Prima	\$10 500 000.00
Mano de Obra	\$ 00.00
Servicios Auxiliares	\$ 202 600.00
Costos Directos	\$10 702 600.00

El costo de mantenimiento del equipo se considerará en un 4% del capital fijo.

$$\text{Cmto} = 2607\ 674 \times 0.04 = \$ 104\ 307.00$$

No serán incluidos los gastos generales de administración, por lo cual se tiene

Gastos Indirectos, dados por:

Costo de Mantenimiento	\$ 104 307.00
Amortización	\$ 260 767.00
Gastos Generales de Administración	\$ 0
Gastos Indirectos	<u>\$ 365 074.00</u>

Costos Totales Anuales:

Costos Directos	\$10702 000.00
Costos Indirectos	\$ 365 074.00
Costos totales de producción	<u>\$11167 074.00</u>

Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuestos

Utilidad Bruta = Ingresos por Venta - Costos Totales de Producción

Ingresos Anuales Por Venta

Producto	4 930 Toneladas
Precio por Tonelada	\$ 3 000.00
Ingresos Anuales	\$ 14 800 000.00

Utilidad Bruta = 14 800 000.00 - 11 167 074.00 = \$ 3 632 926.00

Utilidad Neta = 3 632 926.00 X 0.5 = \$ 1 816 463.00

Rentabilidad = 69.66%

Cantidad perdida por intereses si esa inversión se hubiera colocado en un banco con el 16 % de interés anual capitalizable cada año

Pérdida durante 6 años = \$ 3 745 626.00

Cantidad perdida como utilidades al dejar de producir

Utilidad neta anual = \$ 1 816 463.00

Pérdida Real:

Depreciación en 6 años	\$ 1 364 100.00
Materia Prima drenada	\$10 500,00000
Pérdida Real	<u>\$11 864 100.00</u>

NOTA: Todos los costos utilizados en esta sección fueron obtenidos en el Departamento de Estimaciones y Estadística del Instituto Mexicano del Petróleo, para el año de 1978.

IV PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .

En el capítulo anterior se analizarón pérdidas ocasionadas por la no operación de la sección de remoción de pesados, que comprende desde la Torre D-304 y el equipo implicado en la secuencia del proceso, hasta las bombas que manejan los productos y subproductos.

Aquí se analizarán los problemas por los cuales no opera dicha sección, así como los que ocasiona la eliminación de la corriente, que debe servir como materia prima para dicha sección.

A las condiciones fijadas para la operación normal, se ha puesto en operación dicha sección solo en pocas ocasiones, teniendo que pararse a las pocas horas por inundación y aumento de presión en la columna, así mismo por aumento de temperatura en el rehervidor y disminución de los flujos efluentes del mismo D-303. En todas las ocasiones se comprobó que la causa era taponamiento en el D-303 por la gran cantidad de carbón formado sobre el cuerpo del cambiador en donde se incrusta obstruyendo el flujo.

Este taponamiento es la causa de que se tenga que sacar de operación para limpiar el D-303 y en consecuencia toda la sección. Como el tiempo requerido para la limpieza de dicho equipo es mayor del que tarda operando, se ha optado por no ponerla en servicio y el material que deberá ser procesado esta siendo drenado.

Ahora bien, la causa de ese taponamiento, es la temperatura alta necesaria en el rehervidor a esa presión y como esa presión está controlada por la válvula PRC-2 231 (Conectada a la línea de nitrógeno) y el eyector G-309, no se puede disminuir esa presión para abatir la temperatura en el fondo de la columna.

Por otro lado, con la eliminación de esa corriente drenándola, se está enviando a las aguas de desecho contaminantes del tipo de derivados clorados. Además, esa contaminación ha rebasado las aguas superficiales para encontrarse hasta en las aguas del subsuelo, llegando a encontrarse compuestos de ese tipo en las aguas de los pozos que proporcionan agua potable al complejo.

Principalmente por este problema y el taponamiento en la D-303, es por lo que se hace necesaria una modificación en dicha sección, con lo cual se acabaría esa — contaminación y se obtendría más diclorostano con la pureza suficiente para la producción de cloruro de vinilo.

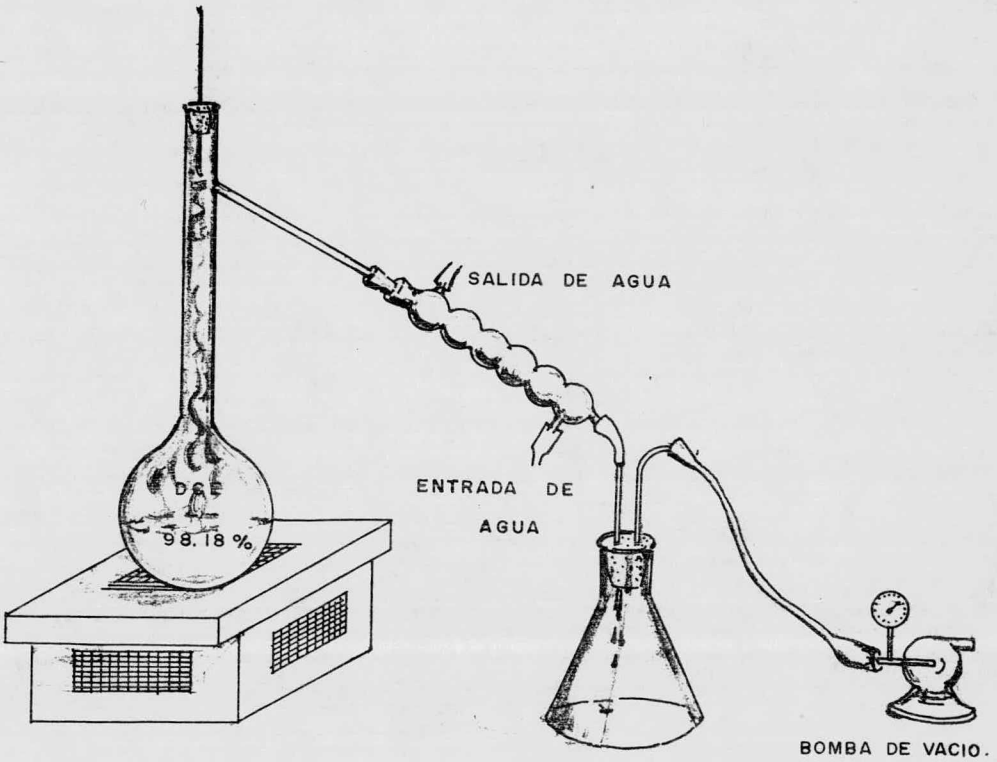
Por otra parte, en la D-302 (purificadora de Dicloroetano), que opera a — — 1.44 Kg/cm² absolutos en el fondo con 110°C, también se forma carbón por esa alta — temperatura, incrustándose en el rehervidor E-304, lo cual ocasiona que se desmonte cada mes para su limpieza y además aumenta la concentración de carbón en la corriente de alimentación a la D-304 por lo que también es necesario cambiar las condiciones de operación en esta torre, disminuyendo la presión de operación.

V PRUEBAS DEL LABORATORIO Y NUEVAS
CONDICIONES DE OPERACION

El dicloroetano recuperado de la sección de pirólisis, que no reaccionó es enviado al F-306, de donde es alimentado, junto con el producido y seco a la D-302 para su purificación. La corriente obtenida por el fondo de la columna trae dicloroetano, tricloroetano y más pesados.

En El laboratorio se efectuaron pruebas con diferentes materiales, (arena, carbón activado y tierras deatomaceas), tendientes a eliminar pequeñas cantidades de carbón arrastrado de la sección de pirólisis. Ninguno de estos experimentos dio resultados positivos, por lo que se efectuaron destilaciones a diferentes presiones, para buscar aquella que, a su temperatura correspondiente minimizara la formación de carbón.

Las destilaciones se llevaron a cabo en un rango de presión de 1.0 a 0.1 Kg/cm² de presión absoluta, obteniéndose los siguientes resultado promedio:



**EQUIPO UTILIZADO PARA LAS PRUEBAS
DEL LABORATORIO.**

UNAM

TESIS PROFESIONAL

1978

BALTASAR REYES SANCHEZ

T A B L A No. 1

ALIMENTACION A LA D-302

RESULTADOS DEL LABORATORIO

Corrida	Presión abs Kg/cm ²	Temperatura inicial de eb °C	Temperatura final de eb °C	% en peso de residuos
1	1.0	71	95	3.12
2	0.9	68	90	2.94
3	0.8	65	87	2.84
4	0.7	63	85	2.72
5	0.6	60	82	2.60
6	0.5	56	80	2.47
7	0.4	51	76	2.25
8	0.3	47	71	2.00
9	0.2	40	66	1.61
10	0.1	32	62	1.28

Esas destilaciones demostraron que se disminuye la formación de carbón, desde 3.15 % a la presión de 1.08 Kg/cm², presión que se tiene actualmente - en el domo, hasta 1.8% a la presión de 0.247Kg/cm², presión elegida para las nuevas condiciones de operación de la columna purificadora.

Se observa también, que hay una disminución en la formación de carbón para la D-304, de 2.11% a la presión de 0.353 Kg/cm² abs, a la que actualmente opera, hasta 1.48 % a la presión de 0.158 Kg/cm² abs, presión que tendrá en el domo, para las nuevas condiciones.

Con estos cambios de presión se disminuirá la formación de carbón en los rehervidores de las dos columnas, obteniéndose por una parte, alimentación para la D-304 con menos impurezas y por la otra, se podrá poner en operación esa sección.

Esa disminución de presión puede lograrse mediante la instalación de una válvula controladora de presión en la línea de alimentación a la columna D-302 y de un eyector conectado a los no condensables del condensador E-305 o al acumulador F-303. Los vapores arrastrados pueden separarse posteriormente por diferencia de densidades y recircularse al sistema de secado. Las nuevas condiciones propuestas para esa columna serán 0.400 Kg/cm² abs, con 43.5°C en el domo y 78.5°C en el fondo.

La columna D-304 cambiará sus condiciones de operación a 0.213 atm de presión absoluta, para lo que se recalculará el eyector conectado al acumulador de reflujo.

DISCUSION DE RESULTADOS

Operando a las condiciones actuales la columna purificadora, se tiene una formación considerable de carbón en el rehervidor, el cual se incrusta obstruyendo la operación y conduciendo al cambio de rehervidor para su limpieza en periodos de 30 días aproximadamente, según los datos obtenidos experimentalmente en el laboratorio (tabla No. 1) del complejo, disminuyendo la presión hasta $0.247 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$ en el domo de la columna, (y una temperatura de 43.5°C), se tiene una disminución de carbonización de 3.15 a 1.8, lo cual equivale al 43%. Desde el punto de vista de días operando, esta modificación aumentaría el tiempo de cambio de rehervidor a 51 días, casi el doble del tiempo que tarda actualmente.

Este hecho, a un cuando no elimine totalmente la incrustación, si la disminuye y al aumentar el tiempo requerido para limpieza, aumenta la vida del equipo en esa misma proporción y disminuye los costos de mantenimiento anual.

Sin embargo, y aunque es necesario disminuir la carbonización (y con ello los costos de mantenimiento), para poner en operación la columna eliminadora de pesados, D-304, aquel beneficio es menor, comparado con lo que se gana al operar la D-304, ya que por una parte, se obtiene más producto intermedio (DCE) para la sección de Pirólisis y por la otra, se evita la contaminación, al dejar de drenar esa corriente de alimentación.

Si la columna D-304, diseñada para operar con $0.353 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$, no se ha podido poner en servicio, ya que la temperatura del rehervidor, aunque es menor que la del E-304, conduce a una mayor carbonización, debido a que hay mayor concentración de tricloroetano y otras impurezas de compuestos más pesados, se espera que disminuyendo esa presión hasta 0.158 Kg/cm^2 (lo cual equivale a una

disminución en la formación de carbón de 2.11 a 1.48, o sea un 30%), se tenga un tiempo razonable de operación, ya que es el fin que se busca con estas modificaciones.

Los resultados obtenidos en las consideraciones económicas y recálculos del equipo, serán comentados en las conclusiones.

VI CALCULO DE EQUIPO EXISTENTE Y EL
ADICIONAL REQUERIDO PARA EL CAMBIO

El cálculo de la D-302 se efectuará para obtener las mismas concentra ciones en el domo y fondo, (con las mismas concentraciones de la alimentación), cambiando las condiciones de operación a la presión de 0.4 Kg/cm² abs para lo- cual se calculará el plato de alimentación.

Como la alimentación es dicloroetano con ligeras impurezas que pueden considerarse como un solo compuesto y representadas por el tricloroetano, se aplicará el método de McCabe-thiele para una mezcla binaria, tomando en cuenta las siguientes limitaciones del método.(8)

- a) El líquido y el vapor presentes durante un tiempo en un plato, alcanzan el equilibrio termodinámico entre las dos fases.
- b) Se considera una mezcla ideal, por lo cual se aplicará la ley de - Rault.
- c) La columna opera adiabáticamente, es decir, no hay intercambio de calor entre el medio y la columna.
- d) La temperatura de alimentación será igual a la temperatura de ebu- llición de la mezcla.
- e) La presión de operación se considera uniforme e igual a 0.400 Kg/cm² absolutos.
- f) La composición de la mezcla se considera binaria.

Los datos de equilibrio se obtendrán del manual de operación de Monsan to Design Co. Como se ha supuesto que la solución sigue la Ley de Rault, en- tonces

De las ecuaciones (1) y (6) se tiene

$$Y_A = \frac{P_A^* X_A}{P_T} \quad (7)$$

Utilizando las ecuaciones (5) y (7) y los valores de las presiones de vapor obtenidas del citado manual se tiene la tabla 2. estos datos de "X e Y" graficados dan la curva de equilibrio a una presión total de 0.400 Kg/cm² absolutos.

$$P_A = P_A^{\circ} X_A \quad (1)$$

$$P_B = P_B^{\circ} X_B = (P_B^{\circ} (1 - X_A)) \quad (2)$$

Donde

P_A = Presión parcial del 1,2-Dicloroetano

P_B = Presión parcial del 1,1,2-Tricloroetano

P_A° = Presión de vapor del 1,2-Dicloroetano puro

P_B° = Presión de vapor del 1,1,2-Tricloroetano puro

X_A = Fracción mol del 1,2-Dicloroetano

X_B = Fracción mol del 1,1,2-Tricloroetano.

De acuerdo con la Ley de Dalton

$$P_T = P_A + P_B \quad (3)$$

Donde

P_T = Presión total del sistema.

De las ecuaciones (1), (2) y (3) se tiene

$$P_T = P_A X_A + (1 - X_A) P_B^{\circ} \quad (4)$$

y

$$X_A = \frac{P_T - P_B^{\circ}}{P_A^{\circ} - P_B^{\circ}} \quad (5)$$

La presión parcial en el vapor esta dada por (6)

$$P_A = P_T Y_A \quad (6)$$

Donde

Y_A = Fracción mol en el vapor de 1,2-Dicloroetano.

T A B L A N o . 2

DATOS DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA DCE-TCE a 0.387 ATM

TEMPERATURA °C	P_A°		P_B°		$P_T - P_B^{\circ}$	$P_A^{\circ} - P_B^{\circ}$	P_A°/P_T	X_A	Y_A
	ATM	ABS	ATM	ABS					
55	0.387		0.130		0.257	0.257	1	1	1
57	0.410		0.139		0.248	0.271	1.059	0.915	0.969
59	0.440		0.152		0.235	0.288	1.137	0.816	0.928
61	0.468		0.166		0.221	0.302	1.209	0.732	0.885
63	0.502		0.182		0.205	0.320	1.297	0.640	0.831
65	0.541		0.200		0.187	0.341	1.398	0.548	0.766
67	0.580		0.219		0.168	0.361	1.498	0.465	0.697
69	0.622		0.236		0.151	0.386	1.607	0.391	0.629
71	0.664		0.253		0.134	0.411	1.716	0.326	0.559
73	0.713		0.273		0.114	0.440	1.842	0.259	0.477
75	0.760		0.292		0.095	0.468	1.964	0.203	0.398
77	0.815		0.310		0.077	0.505	2.106	0.152	0.321
79	0.868		0.332		0.055	0.536	2.243	0.102	0.230
81	0.920		0.350		0.037	0.570	2.377	0.065	0.154
84	1.000		0.387		0.000	0.612	2.583	0.000	0.000

BALANCES DE MATERIA

De la figura No. 1

Balance total

$$F = D + W \quad (8)$$

Balance de 1,2-DCE

$$FX_F = DX_D + WX_W \quad (9)$$

Donde

F = Alimentación Kg/hr

D = Destilado Kg/hr

W = Residuo Kg/hr

 X_F = Fracción mol del 1,2-DCE en alimentación X_D = Fracción mol del 1,2-DCE en el destilado X_W = Fracción mol del 1,2-DCE en el residuo

Puesto que es condición de este método, que los flujos molares a través de cada sección sean constantes, se obtendrán los datos en moles.

Partiendo de una alimentación de 30 159 Kg/hr y una concentración de 98.18 % en peso de 1,2-Dicloroetano y 1.82 % de tricloroetano en peso, se obtendrá un producto con 99.57 % en peso de 1,2-Dicloroetano y 0.43 % en peso del tricloroetano. El producto del fondo (lo actualmente es drenado), contiene 42.18 % en peso de 1,2-Dicloroetano y 57.82 de 1,1,2-Tricloroetano — (con pequeñas impurezas de productos más pesados, que para efectos de cálculo, quedan incluidos como tricloroetano).

Fraciones molares

$$X_F = \frac{98.18/99}{98.18/99 + 1.82/133.5} = 98.64$$

$$X_D = \frac{99.57/99}{99.57/99 + 0.43/133.5} = 99.68$$

$$X_H = \frac{42.18/99}{42.18/99 + 57.82/133.5} = 49.59$$

Pesos Moleculares promedio

$$\bar{M}_F = (0.9864)(99) + (0.0136)(133.5) = 99.47$$

$$\bar{M}_D = (0.9968)(99) + (0.0032)(133.5) = 99.11$$

$$\bar{M}_H = (0.4959)(99) + (0.5041)(133.5) = 116.39$$

Base: una hora de operación

Substituyendo valores en las ecuaciones (8) y (9)

$$D = \frac{303.197 (0.9864 - 0.4959)}{(0.9968 - 0.4959)} = 296.902$$

$$W = 303.197 - 296.902 = 6.295$$

La aplicación de este método supone que los flujos molares son constantes en cada sección de la columna y que los calores latentes de ambos componentes son muy cercanos, situación que se aplicará para el cálculo del número de platos teóricos, usando las ecuaciones correspondientes en base a la figura No. 1.

La línea de operación de la zona de enriquecimiento está dada por la ecuación siguiente.

$$Y_{n+1} = \frac{R}{R+1} X_n + \frac{X_D}{R+1} \quad (10)$$

La línea de operación de la zona de agotamiento está dada por.

$$Y_{m+1} = \frac{\bar{L}}{\bar{L} - W} X_m - \frac{W}{\bar{L} - W} X_W \quad (11)$$

La línea de operación de la alimentación está representada por la ecuación

$$Y = \frac{q}{q-1} X - \frac{X_F}{q-1} \quad (12)$$

donde

X = Concentración del DCE líquido en cualquier punto de la columna

X_m = Concentración del DCE líquido en el plato "m"

X_n = Concentración del DCE líquido en el plato "n"

Y = Concentración del DCE vapor en cualquier punto de la columna

Y_m = Concentración del DCE vapor en el plato "m"

Y_n = Concentración del DCE vapor en el plato "n"

R = Relación de reflujo dada por

$$R = L_0/D$$

L_0 = Reflujo Kg/hr

\bar{L} = Flujo molar de líquidos en la sección de agotamiento

q = Cantidad de calor requerido para convertir una mol de alimentación de su condición h_f a vapor saturado dividido por el calor latente-molar, representado por

$$q = \frac{H_f - h_f}{H_f - h_f} = \frac{\bar{Y} - L}{v} \quad (13)$$

OBTENCION DEL REFLEJO MINIMO

Para un líquido saturado, la ecuación (12) representa una línea recta — con pendiente infinita, por lo que es una línea vertical que pasa por el punto $X = X_F$.

Uniendo el punto $(X_D, Y = X_D)$, con el punto (X_F, Y^*) y prolongando esta — línea hasta el eje de las ordenadas, figura No. 4, se obtiene la ordenada al — origen de la ecuación (10), por tanto

$$\frac{X_D}{E_{\min} + 1} = 0.666$$

$$E_{\min} = \frac{X_D}{0.666} - 1 = 0.5$$

Usando el mismo reflujo real del diseño, lo $R = 1.0$ se tiene

$$R_{\text{real}} = 2 E_{\min} = 1.0$$

La ordenada real al origen es 0.4984.

Trazando la ecuación (11) desde el punto $X=X_N$ hasta la intersección de las líneas de operación de la alimentación y enriquecimiento y trazando los — platos, se encuentran 10 platos teóricos, 4 para la zona de rectificación y 6 para la de agotamiento.

CALCULO DEL PLATO DE ALIMENTACION REAL

Puesto que la columna tiene 40 platos reales, serán usados estos datos — para el cálculo de la eficiencia, por lo que

$$\text{Eficiencia (E)} = \frac{N_T}{N_R}$$

$$E = 10/40 = 25 \%$$

El plato de alimentación será

$$4/0.25 = 16$$

Actualmente se alimenta en el plato 21, teniendo conexiones para alimentar el plato 25 y en el 17, por lo que se recomienda cambiar esa alimentación al plato 17.

No serán efectuados más cálculos de la columna y solo se determinarán los requerimientos de vapor y agua de enfriamiento en reboilidor y condensador respectivamente, para las nuevas temperaturas.

BALANCES DE ENERGIA

Balance total, de la figura No. 1

$$Fh_F + Q_W = Q_C + Dh_D + Wh_W \quad (14)$$

Balance al rededor del condensador y acumulador

$$V_1 H_1 = Dh_D + Lo h_o + Q_C \quad (15)$$

Como:

$$h_D = h_o \quad Y$$

$$R = Lo/D \quad \text{entonces } Lo = RD$$

Substituyendo estas igualdades en la ecuación (15) se tiene

$$D(R+1)H_1 = Dh_D(R+1) + Q_C \quad Y$$

$$Q_C = D(R+1)(H_1 - h_D) \quad (16)$$

$$Q_W = Q_C + Dh_D + Wh_W - Fh_F \quad (17)$$

Donde

H_1 = entalpia de los vapores del domo K cal/mol

h_D = entalpia del destilado (liquido) K cal/mol

h_F = entalpia de la alimentación K cal/mol

h_W = entalpia del residuo K cal/mol

Q_C = calor retirado en el condensador K cal/hr

Q_W = calor cedido en el reboilidor K cal/hrs

La entalpía del vapor viene dada por la ecuación

$$H_1 = X_A M_A \left[C_{pA} (T_1 - T_0) + \lambda_A \right] + (1 - X_A) M_B \left[C_{pB} (T_1 - T_0) + \lambda_B \right] \quad (18)$$

Donde

M_A, M_B = pesos moleculares de 1,2-DCE y 1,1,2-TCE

C_{pA}, C_{pB} = Capacidad calorífica del 1,2-DCE y 1,1,2-TCE puros K cal/vg °C

T_1 = Temperatura del vapor en el domo °C

T_0 = Temperatura de referencia °C ($T_0 = 0$)

λ_A, λ_B = Calor latente de vaporización del 1,2-DCE y 1,1,2-TCE puros K cal/Kg

X_A = Fracción mol del 1,2-TCE en el líquido destilado, que para este caso es igual a "y"

Las temperaturas del domo y del fondo se determinan tomando en cuenta la caída de presión por plato, para la que fue diseñada la columna, esto es, de 0.005 Kg/cm² por plato.

Presión en el domo = 0.400 - 0.009 (17) = 0.247 Kg/cm² abs

Presión en el fondo = 0.400 + 0.009 (23) = 0.607 Kg/cm² abs

La temperatura del domo es la correspondiente a esa presión, para la mezcla saturada, cuando la suma de sus presiones de vapor sea igual (multiplicadas por su fracción mol) a 0.247 Kg/cm² abs.

$$P_T = X_A P_A^\circ + (1 - X_A) P_B^\circ = 0.247$$

$$(0.9968) (0.240) + (0.0032) (0.078) = 0.239 \text{ atm}$$

Y la temperatura correspondiente a esa presión es 43.5°C

La temperatura del fondo estará dada por la correspondiente a la presión - de 0.587 atm para el líquido saturado.

$$P_T = X_A P_A^\circ + (1-X_A) P_B^\circ = 0.587$$

$$(0.4959) (0.853) + (0.5041) (0.326) = 0.587 \text{ atm}$$

Presiones de vapor que corresponden a una temperatura de 78.5 °C

La temperatura de la alimentación estará dada por la correspondiente a la presión de saturación de 0.400 Kg/cm², es decir

$$P_T = X_F (P_A^\circ) + (1-X_F) P_B^\circ = 0.387 \text{ atm}$$

$$(0.9864) (0.391) + (0.0136) (0.132) = 0.3874$$

A esta presión corresponde una temperatura de 55.6 °C.

Cálculo de Entalpías.

a $T_1 = 43.5$ °C de la ecuación (18) se tiene

$$H_1 = (99)(0.9968) [0.191 (43.5) + 82] + (133.5)(0.0032) [0.169 (43.5) + 60]$$

$$H_1 = 8941 \text{ Kcal/kg mol}$$

La entalpia del destilado está dada por

$$H_D = M_A X_A C_{pA} (T_D - T_0) + M_B (1-X_A) C_{pB} (T_D - T_0) \quad (19)$$

Substituyendo datos a 43.5 °C para el líquido se tiene

$$h_D = (99)(0.9968) (0.311)(43.5) + (133.5)(0.0032)(0.277)(43.5)$$

$$h_D = 1340.18 \text{ K cal / Kg mol}$$

De la ecuación (16) se calcula el calor eliminado en el condensador.

$$Q_c = 296.9 (2) (8941 - 1340)$$

$$Q_c = 4500000 \text{ K cal / hr}$$

Entalpia de la alimentación.

Este término está dado por la ecuación.

$$h_F = M_A X_A C_{PA} (T_F - T_o) + M_B (1 - X_A) C_{PB} (T_F - T_o) \quad (20)$$

$$a \quad T = 55.6^\circ C$$

$$h_F = (99)(0.9864)(0.317)(55.6-0) + (133.5)(0.0136)(0.288)(55.6-0)$$

$$h_F = 1750 \text{ Kcal / Kg mol}$$

Entalpia del residuo

$$h_W = M_A X_A C_{PA} (T_W - T_o) + M_B (1 - X_A) C_{PB} (T_W - T_o) \quad (21)$$

$$a \quad T = 78.5^\circ C$$

$$h_W = (99)(0.4959)(0.333)(78.5) + (133.5)(0.5041)(0.292)(78.5)$$

$$h_W = 2826 \text{ Kcal / Kg mol}$$

De la ecuación (17) se tiene

$$Q_W = 4500000 + (296.9)(1340) + (6.295)(2826) - (303.197)(1750)$$

$$Q_W = 4400000 \text{ Kcal / hr}$$

Cálculo del condensador.

Solo se calculará la cantidad de agua de enfriamiento ya que se tendrá la misma cantidad de vapores condensables, con el mismo equipo y las mismas condiciones de la agua; el condensador maneja el agua por dentro de los tubos, en dos pasos y por la coraza, en un solo paso, los vapores de dicloroetano.

$$Q_c = W_p^C \Delta t \quad (22)$$

Donde

w = Cantidad de agua de enfriamiento

C_p = Capacidad calorífica del agua

$$\Delta t = t_2 - t_1$$

t_2 = Temperatura de salida del agua de enfriamiento (45°C)

t_1 = Temperatura de entrada del agua de enfriamiento (32°C)

Para esas temperaturas se tiene un flujo de agua de

$$w = \frac{4\,500\,000.00}{(1)(13)} = 346\,154 \text{ Kg/hr}$$

Lo cual representaría un ahorro de 62 149 ton/año

Para no tener desperdicio de área se puede operar con el mismo flujo de agua y solo se tendrá que calcular la temperatura a la salida, la cual estará dada por

$$t_2 = \frac{Q_c}{C_p w} + t_1$$

$$t_2 = \frac{4\,500\,000}{(354\,000)(1)} + 32 = 44.7^\circ\text{C}$$

Cálculo del rehervidor.

El rehervidor es un vaporizador vertical con un paso por los tubos y uno por la coraza, usando vapor de agua de 3.87 Kg/cm² como medio de calentamiento que circula por la coraza y por dentro de los tubos se tiene la mezcla a vaporizar.

Solo será calculada la cantidad de vapor necesario para tener esa vaporización.

$$Q_v = w_s \lambda_s \quad (23)$$

De aquí despejando w_s se tiene

$$w_s = \frac{Q_v}{\lambda_s} = \frac{4\,400\,000}{511} = 8\,600 \text{ Kg/hr}$$

Bombas

La bomba que maneja los fondos de la columna disminuye la presión de succión, pero la caída de presión en la bomba no es alterada ya que también ha disminuído la presión que tiene que vencer, permaneciendo longitudes y diámetros de tuberías sin alteración.

La bomba de reflujo, tal vez tuviera que recalcularse para poder enviar el producto hasta el tanque de almacenamiento F-304, pero como actualmente este no es utilizado y en su lugar se utiliza uno de la planta de Glorados I, el FB-202D, que se encuentra a 50mts. de la descarga de la bomba a diferencia del F-304 que se encuentra a 300 mts., puede usarse la misma.

Válvula Reductora de Presión.

La presión de la columna D-302 será dada por esta válvula, la cual proporcionará una reducción de 1.283 Kh/cm² (presión a la que se alimenta actualmente) hasta 0.400 Kg/cm², presión que ha sido elegida para la nueva operación.

Se calculará el coeficiente de descarga de la válvula para obtener sus características. (7,11)

El coeficiente de descarga está dado por

$$C_v = Q (G/\Delta P)^{\frac{1}{2}} \quad (24)$$

Donde

C_v = Coeficiente de descarga de la válvula.

Q = Flujo a su través en GPM

G = Gravedad específica del dicloroetano

ΔP = Caída de presión a través de la válvula en psia

El flujo que manejará es 30 159 Kg/hr , o sea.

$Q = 103.5$ GPM

Como siempre se le da un margen para su capacidad, el flujo corregido será 1.5 veces el normal.

$$Q_c = (1.5)(103.5) = 170 \text{ GPM}$$

$$G = 1.17 \text{ (G/cm}^2\text{)}$$

$$\Delta P = 12.5 \text{ psia}$$

$$C_v = (170)(1.17 / 12.5)^{\frac{1}{2}} = 52$$

Con este dato se ve en las tablas del fabricante, figura No. 5, encontrándose adecuada una válvula de igual porcentaje, modelo 667 ED de 2½ pulgadas, con brida para 150 psia EF, de acero al carbón con interiores de acero inoxidable y con un costo de \$ 24,000.00 (datos de FISHER CONTROLS).

CALCULO DEL EYECTOR PARA LA D-302

Para mantener esa presión de vacío en la columna se instalará un eyector a una línea de vapores efluentes del acumulador de reflujo; este eyector operará con vapor de agua de $17.6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ como fluido motriz. La línea que sale del tanque acumulador de condensado es de 2 plg de diámetro.

Se instalará un sistema de postcondensación con agua de enfriamiento, descargando a un tanque receptor a la presión atmosférica, del cual puede separarse el dicloroetano arrastrado y enviarse de nuevo a la torre de secado para recuperarlo.

Características para el cálculo.

Fluido motriz:	vapor saturado
Temperatura	406°F
Presión	$17.6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$
Presión barométrica	759 mmHg

Fluido a desalogar vapores de dicloroetano

Presión de succión	7.0 plg Hg (0.234 atm)
Presión de vapor	4 plg Hg (0.134 atm)
Temperatura	38°C (en la succión)
Presión de descarga	atmosférica
No condensables	aire infiltrado (40 lb/hr)
Condensables	vapores de dicloroetano
Peso molecular	99
Composición	99.57 %
Presión de vapor	0.134 atm
Calor latente	83 cal/g



Volumen total del sistema 4 000 ft³
Agua de enfriamiento a 32°C

Con el volumen total del sistema (de aproximadamente de 4 000ft³), tomando en cuenta las recomendaciones de fabricantes y con la presión requerida, se determina, con el uso de la figura No. 6, la cantidad máxima permisible de aire - infiltrado.

Aire infiltrado = 40lb/hr

Para una presión en la succión, de 7pgl Hg, con una temperatura de 35°C, - la presión del vapor de dicloroetano es de 4pgl Hg y del aire es de 3pgl Hg, con lo cual se puede obtener el flujo de dicloroetano, mediante la fórmula

$$W_v = \frac{W_n M_v P_v}{M_n P_n} \quad (95)$$

Donde

- n = Aire
- v = dicloroetano
- W = Flujo de condensables e incondensables lb/hr
- M = Peso molecular
- P = Presión de vapor

Substituyendo datos en la ecuación (25), se tiene

$$W_v = \frac{(40)(99)(4.0)}{(29)(3.0)} = 182 \text{ lb/hr de DCE}$$

Para obtener la capacidad el consumo de vapor se convertirá el flujo de di cloroetano en aire seco equivalente, utilizando los factores de corrección por - peso molecular y por temperatura; con la fórmula (26) y las figuras No. 7 y 8.

$$\text{Aire seco equivalente} = \frac{\text{Flujo del gas (lb/hr)}}{\text{Relación por Temperatura} \times \text{Relación por M}} \quad (26)$$

De las figuras No. 7 y 8 se tiene

$$\text{Relación por temperatura} = 0.995$$

$$\text{Relación por peso molecular} = 1.48$$

Substituyendo valores en la ecuación (26) se tiene

$$\text{Aire equivalente} = \frac{182}{(0.995)(1.48)} = 124.0 \text{ lb/hr}$$

De aquí que la capacidad del eyector será de

$$40 + 124 = 164 \text{ lb/hr de aire seco}$$

Consumo de Vapor

Usando la gráfica de la figura No. 9, para eyectores de una etapa, - una presión de succión de 178 mm Hg abs y para vapor motriz de 100 psig, el cual será corregido para 250 psig, se tiene

$$\text{Relación} = 3.4$$

$$\text{vapor motriz} = 164 \times 3.4 = 557 \text{ lb/hr de vapor de 100 psig}$$

Para obtener el gasto de vapor a las condiciones de 250 psig, se utiliza la gráfica de la figura No. 10 de donde.

$$\text{Factor por presión del vapor} = 0.78$$

Luego entonces,

$$\text{vapor motriz} = 557 \times 0.78 = 435 \text{ lb/hr de vapor a 250 psig.}$$

Tamaño del eyector

El tamaño del eyector será obtenido de la figura No. 11 (datos de la Worthington Corp) como una función de la presión de succión, en plg Hg - abs y de la capacidad, de la cual se obtiene, para una capacidad de 164lb por hora y una presión de succión de 7 plg Hg, un tamaño de 3plg.

Como la tubería disponible para su instalación es de 2plg de diámetro, se recomienda que se cambie por una tubería de 3 plg de diámetro, para que el eyector pueda tener ese diámetro en la succión.

Con estas características del eyector, la Cía. ASTEC de México, propor--
ciona la siguiente cotización.

Eyector marca ASTEC, de diseño y fabricación Nacional, modelo V-3, fabri
cado en fierro fundido A-48 clase 30 y con tobem en A-I, Tipo 303, con conec
ciones brindadas de succión y de descarga con 3plg de diámetro nominal.

El eyector requiere para su operación de 395 lb/hr de vapor seco y satu
rado a 250 psig.

Precio en México - \$ 25,000.00

CALCULO DE LA COLUMNA D-304

Esta columna consta de 10 platos, tiene un diámetro de 90 cm y una altura de 7.85 m; tendrá la misma alimentación que en su diseño original, -- 735 Kg/hr de la mezcla Dicloroetano-Tricloroetano y se obtendrá un producto por el domo con 97.0 % de Dicloroetano y 3.0 % de Tricloroetano; por el fondo se obtendrá una corriente residual con 8.25 % en peso de Dicloroetano.

Se efectuarán los cálculos para determinar el plato de alimentación, -- tomando la alimentación como una mezcla binaria y que sigue la Ley de Raoult cambiando la presión de operación a 0.213 atm y que se alimenta como líquido saturado.

Para el cálculo del número de platos teóricos será usado el método de McCabe-Thiele, con las mismas suposiciones hechas en el cálculo de la D-302

Para calcular los datos de equilibrio se usarán las ecuaciones (5) y (7) y los datos del ya citado manual, a la presión total arriba mencionada, con lo cual se obtiene la tabla No. 3. graficando Y contra X, se obtiene la figura No. 4 .

T A B L A N o . 3

DATOS DE EQUILIBRIO PARA EL SISTEMA DCE-TCE a 0.213 ATM ABS

T°C	P _A ^o	P _B ^o	P _T - P _B ^o	P _A ^o - P _B ^o	P _A ^o /P _T	X _A	Y _A
40	0.213	0.067	0.146	0.146	1	1	1
42	0.229	0.076	0.137	0.153	1.0751	0.8954	0.9626
44	0.247	0.083	0.130	0.164	1.1596	0.7927	0.9192
46	0.267	0.092	0.121	0.175	1.2536	0.6914	0.8667
48	0.281	0.100	0.113	0.181	1.3192	0.6243	0.8236
50	0.317	0.106	0.107	0.211	1.4883	0.5071	0.7547
52	0.340	0.119	0.094	0.221	1.5964	0.4253	0.6789
54	0.368	0.129	0.084	0.239	1.7280	0.3514	0.6072
56	0.399	0.140	0.073	0.259	1.8736	0.2818	0.5279
58	0.431	0.151	0.062	0.280	2.0237	0.2214	0.4480
60	0.460	0.161	0.052	0.299	2.598	0.1739	0.3756
62	0.498	0.175	0.038	0.323	2.3389	0.1176	0.2750
64	0.504	0.188	0.025	0.346	2.5089	0.0722	0.1811
66	0.571	0.202	0.011	0.369	2.6817	0.0298	0.0799
67.6	0.602	0.213	0.000	0.389	2.8263	0	0

BALANCE DE MATERIA

En los balances de materia y energía serán usadas las mismas ecuaciones que para la D-302, substituyendo los datos respectivos, se tiene

Fraciones mol

$$X_F = \frac{42.18/99}{42.18/99 + 57.82/133.5} = 0.4959$$

$$X_D = \frac{97/99}{97/99 + 3/133.5} = 0.9780$$

$$X_W = \frac{8.25/99}{8.25/99 + 91.75/133.5} = 0.1081$$

Pesos moleculares promedios

$$M_F = (0.4959)(99) + (0.5041)(133.5) = 116.39$$

$$M_D = (0.9780)(99) + (0.022)(133.5) = 99.76$$

$$M_W = (0.1081)(99) + (0.8919)(133.5) = 129.77$$

Base: una hora de operación, substituyendo valores en

$$F = D + W$$

$$F = 6.315 \text{ Kg/mol/hr}$$

$$D = F - W$$

$$FX_P = DX_D + WX_W$$

Despejando D de las ecuaciones anteriores se tiene

$$D = \frac{F (X_P - X_W)}{(X_D - X_W)}$$

Substituyendo valores de la ecuación anterior se tiene

$$D = \frac{6.315 (49.59 - 10.81)}{97.80 - 10.81}$$

$$D = 2.815 \text{ Kgmol/hr}$$

$$W = 6.315 - 2.815 = 3.5 \text{ Kgmol/hr}$$

El cálculo del número de platos teóricos será con las ecuaciones que se usaron para el cálculo de la D-302

Zona de rectificación

$$Y_n + 1 = \frac{R}{R+1} X_n + \frac{X_D}{R+1} \quad (10)$$

Zona de Agotamiento

$$Y_n + 1 = \frac{\bar{L}}{F-W} X_n - \frac{W}{\bar{L}-W} X_V \quad (11)$$

Línea de la alimentación

$$Y = \frac{q}{q-1} X - \frac{X}{q-1} \quad (12)$$

OBTENCION DEL REFLUJO MINIMO

Para alimentación de líquido saturado

$$\frac{q}{q-1} = \infty$$

Y la ecuación (12) es una línea vertical que pasa por $X = X_D$ en la figura 4

Trazando la línea de operación de la sección de rectificación, pasando por la intersección de la línea de operación de la alimentación y la línea de equilibrio, hasta $X=0$, se obtiene la ordenada al origen para el reflujo mínimo dada por

$$\frac{X_D}{R+1} = 0.514$$

De donde

$$R_{\min} = \frac{X_D}{0.514} - 1 = 0.903$$

Usando el mismo reflujo real que tiene de diseño,

$$R_{\text{real}} = 2.4$$

entonces

$$R_{\min} = 2.65$$

La ordenada real al origen será

$$\frac{X_D}{R_{\text{real}}+1} = \frac{0.9780}{2.4+1} = 0.2876$$

Representadas las tres líneas de operación, se traza el número de platos teóricos, obteniendo siete.

Como la columna consta de diez platos reales, se usarán esos dos datos para obtener la eficiencia, o sea

$$\text{Eficiencia} = \frac{N_T}{N_R} = \frac{7}{10} = 0.70$$

El plato de alimentación será $= \frac{5}{0.7} = 7$

La columna tiene conexiones para alimentación en los platos 8 y 6, por lo que se recomienda se alimente en el plato No. 6.

BALANCES DE ENERGIA

Para efectuar el balance de energía serán calculadas las temperaturas de domo, alimentación y fondo, utilizando la misma pérdida de presión por plato, que para diseño original, es decir. 0.010 atm.

Por lo tanto, la presión en el domo será 0.153 atm (0.158 Kg/cm²)

La presión en el fondo será 0.253 atm (0.261 Kg/cm²).

La temperatura del domo será la correspondiente al líquido saturado a 0.153 atm

$$P_T = X_A P_A^\circ + (1-X_A) P_B^\circ = 0.153$$

A una temperatura de 33.5 °C.

$$P_T = (0.978)(0.156) + (0.022)(0.047) = 0.1536 \text{ atm}$$

La temperatura de la alimentación estará dada por la correspondiente a la presión de 0.213 atm

$$P_T = X_A P_A^\circ + (1-X_A) P_B^\circ = 0.213$$

$$P_T = (0.4959)(0.318) + (0.5041)(0.108) = 0.212 \text{ atm}$$

Que corresponde a la temperatura de 50°C

La temperatura del fondo será la correspondiente a la presión de 0.253 atm

$$P_T = (0.1081)(0.574) + (0.8919)(0.214) = 0.253$$

Que corresponde a la temperatura de 66.6°C

En la determinación del calor eliminado del condensador y el añadido en el rehervidor se usarán las mismas ecuaciones del balance de energía efectuado para la D-302:

$$Q_o = D(R + 1)(H_1 - h_D) \text{ y}$$

$$Q_H = Q_o * Dh_D + Wh_W - Fh_F$$

La entalpia del vapor será dada por la ecuación (18)

Luego a $T_D = 33.5 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$H_1 = (99)(0.978) [0.188 (33.5 - 0) + 83] + (133.5)(0.022) [0.170(33.5) + 61]$$

$$H_1 = 8\,842 \text{ Kcal/Kgmol}$$

La entalpia del destilado será, a partir de la ecuación (19)

$$h_D = (99)(0.978)(0.32)(33.5) + (133.5)(0.022)(0.24)(33.5)$$

$$h_D = 1\,061.5 \text{ Kcal/Kgmol}$$

Calor eliminado en el condensador, de la ecuación (16)

$$Q_o = 2.815 (3.4)(8842 - 1\,061.5) = 74\,500 \text{ Kcal/hr}$$

Entalpia de la alimentación, a partir de la ecuación (20) será

a $T = 50^\circ\text{C}$

$$h_F = (99)(0.4959)(0.314)(50) + (133.5)(0.5041)(0.279)(50)$$

$$h_F = 1\,710 \text{ Kcal/Kg mol}$$

La entalpia del residuo, la obtenemos de la ecuación (21)

a $T = 66.6 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$h_W = (99)(0.181)(0.322)(66.6) + (133.5)(0.8919)(0.284)(66.6)$$

$$h_W = 2\,481.5 \text{ Kcal/Kg mol}$$

El calor añadido en el rehervidor será a partir de la ecuación (17)

$$Q_H = 74\,500 + 2.815(1061.5) + 3.5(2481.5) - 6.315(1710)$$

$$Q_H = 75\,400 \text{ Kcal/hr}$$

CALCULO DEL EQUIPO AUXILIAR

Los balances de energía efectuados anteriormente serán usados para recalcular el condensador y el rehervidor para las nuevas condiciones. Como la temperatura del domo no puede disminuirse con agua de enfriamiento, se condensarán los vapores destilados con metanol al 20%, que se encuentra disponible y con datos de propiedades fisicoquímicas en la planta a una temperatura de 5°C.

Cálculo del condensador

El condensador es un cambiador de calor (1 - 1) con el dicloroetano circulando por los tubos y por la coraza fluiré el metanol.

La temperatura de entrada del metanol es de 5°C con el mismo gasto y sólo se calculará la temperatura de salida, a partir de la ecuación (22)

$$t_2 = \frac{74\,500}{(0.92)(14200)} = 11^\circ\text{C}$$

Cálculo del Rehervidor

El rehervidor operará con los mismos flujos de residuos, usando vapor de 3.87 Kilogramo por centímetro cuadrado abs para efectuar la vaporización y se calculará la cantidad necesaria con el uso de la ecuación (23)

$$W_s = \frac{75\,400}{510} = 148 \text{ Kg/hr de vapor}$$

CALCULO DEL EYECTOR G-309

Como el eyector instalado se diseñó para producir un vacío menor que el requerido, y puesto que no se pueden cambiar las condiciones de operación (flujo y presión del vapor motriz), para lograr mantener una presión de 116mmHg abs y una temperatura de 33.5°C en el domo de la columna, es necesario calcular otro eyector en el cual se utilizará el mismo vapor motriz de 17.6 Kg/cm² manométricos (saturado).

Características para el cálculo.

Fluido motriz	vapor saturado
temperatura	406°F
Presión	17.6 Kg/cm ²
Presión barométrica	759 mmHg
Fluido de la succión	vapores de dicloroetano
Presión de succión	4.5plg de Hg abs
Presión de vapor	2 plg Hg
Temperatura	30°C
Presión de descarga	atmosferica
No condensables	aire infiltrado (10 lb/hr
Condensables	dicloroetano
Peso molecular	99
Composición	97.18 %
Presión de vapor del aire	2 plg Hg
Volumén total del sistema	400 ft ³
Agua de enfriamiento	32 °C

Usando este volumén total del sistema y la gráfica de la figura No. 6, se tiene

Aire infiltrado = 10 lb/hr

Para una presión en la succión de 4 plg Hg y una presión de vapor del Di—
 cloroetano de 2 plg Hg, así como una presión de vapor en el aire de 2 pl Hg, se
 obtiene la cantidad de Dicloroetano a partir de la ecuación (25)

$$W_v = \frac{(10)(99)(2)}{(29)(2)} = 34 \text{ lb/hr de DCE}$$

Para obtener la capacidad y el consumo de vapor, se transforma el flujo en
 aire seco equivalente, usando la ecuación (26) y las figuras 7 y 8 de donde se
 tiene

$$\begin{aligned} \text{Relación por temperatura} &= 0.99 \\ \text{Relación por peso molecular} &= 1.48 \\ \text{Aire seco equivalente} &= \frac{34}{(0.99)(1.48)} = 23 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

La capacidad del eyector será entonces

$$10 + 23 = 33 \text{ lb/hr de aire seco equivalente}$$

Consumo de vapor

Con la ayuda de la figura No.9, para eyectores de una etapa, una presión de
 succión de 100 mmHg y para vapor motriz de 17.6 Kg/cm², se tiene

$$\text{Relación} = 6.3 \frac{\text{lb de vapor}}{\text{lb de aire}}$$

Por lo tanto

$$\text{Vapor motriz} = (33)(6.3) = 208 \text{ lb/hr a 100 psig}$$

Para hacer la corrección a vapor de 250 psig, se usa la gráfica de la figu-
 ra No. 10 y se obtiene un factor de 0.78, y el vapor será

$$\text{Vapor motriz} = (0.78)(208) = 166 \text{ lb/hr de vapor a 250 psig.}$$

Tamaño del eyector

Usando nuevamente la figura No. 11, para las nuevas condiciones, se tiene un eyector de 2plg, mediano, para lo cual se encuentra disponible la línea de vapores a la succión con 2 plg de diámetro.

Para un eyector de estas características y este tamaño, ASTEC de México- da un costo aproximado de \$ 20,000.00

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- Por no estar en operación la D-304, se ha dejado de obtener \$1 816 463.00 por concepto de utilidades anuales.
- 2.- Si la cantidad que representa la inversión en ese equipo, hubiera sido depositada en un banco, actualmente se tendría un capital de \$ 6 353 300.00-
- 3.- De las consideraciones económicas, también se observa, que la pérdida real representada por el desperdicio del equipo (depreciación) instalados sin operar y la materia prima que está siendo drenada, asciende a - - - -
\$ 11 864 100.00 anuales.
- 4.- Las pruebas de laboratorio demuestran que disminuyendo la presión de operación de las D-302 y D-304, se disminuye la formación de carbón en un 43%.
- 5.- Al disminuir la formación de carbón en tal cantidad, se disminuye el costo de mantenimiento y de operación en casi un 50% y en \$ 110,000.00 respectivamente.
- 6.- Se calculó el equipo existente para las nuevas condiciones de operación, - dadas por 0.247 kg/cm² y 43.5°C en el domo de la D-302 y por 0.158 kg/cm² - y 33.5°C en el domo de la D-304.
- 7.- Estos cálculos demuestran que los flujos que manejará ese equipo, por el lado de proceso, no cambian y sólo se han modificado un poco los flujos de los servicios, por lo tanto puede seguirse operando con el mismo, ya que la disminución de presión no lo afecta, pues este equipo ha sido diseñado para soportar 2 kg/cm² manométricos de vacío.

8.- Se calculó el equipo necesario para lograr la disminución de las presiones y temperaturas en esa sección los cuales aumentan el monto de la inversión en \$ 70,000.00 y el costo de producción en \$ 80 000.00 anuales por consumo de vapor.

Por las conclusiones anteriores, se recomienda la instalación de una válvula controladora de presión en la línea de alimentación a la columna purificadora D-302, y un eyectador de vapor conectado a los vapores del acumulador de reflujo, F-303, para mantener la presión requerida.

VIII BIBLIOGRAFIA

- 1.- Brown G. George.
Unit Operations.
John Wiley and Sons, New York.
Second Printing, 1951.
- 2.- Treybal, Robert E.
Mass Transfer Operación.
Mc Graw-Hill Book Co. Inc.
3a. Edición, New York, 1970.
- 3.- Kern, Q. Donald.
Procesos de transferencias de calor.
Compañía Editorial Continental S.A.
Séptima impresión de la primera edición en español, México, D.F. 1973.
- 4.- Perry H. John.
Chemical Engineers Handbook.
Mc Graw Hill Kogakusha, LTD.
Fifth Edición, Tokyo, 1973.
- 5.- Monsanto Design Co.
Manual de proceso de la planta de derivados, clorados II del complejo -
Industrial Pajaritos, Ver, 1970.
- 6.- Aries, Robert S. and Newton Robert, D.
Chemical Engineering Cost. Estimation.
Mc Graw-Hill Book Co. Inc. New York, 1955.

- 7.- Ludwig, Ernest E.
Applied Process Design for Chemical and Petro Chemical Plants.
Gulf Publishing company, book Div. Houston, Texas.
Second Edition, 1977, Volume 1.
- 8.- Badger, Walter L. and Banchero, J. T.
Introduction to chemical Engineering.
Mc-Graw-Hill Book Company Inc.
New York, 1955.
- 9.- Foust, Alan, S.
Principles of Unit Operations.
John Wiley and Sons, Inc.
New York, 1960.
- 10.- Popper, Herbert.
Modern Cost-Engineering Techniques.
Mc Graw-Hill Book Company.
New- York, 1970.
- 11.- Información proporcionada por fabricantes de eyectores y de válvulas
(ASTEC DE MEXICO, S.A. y FISHER CONTROLS).

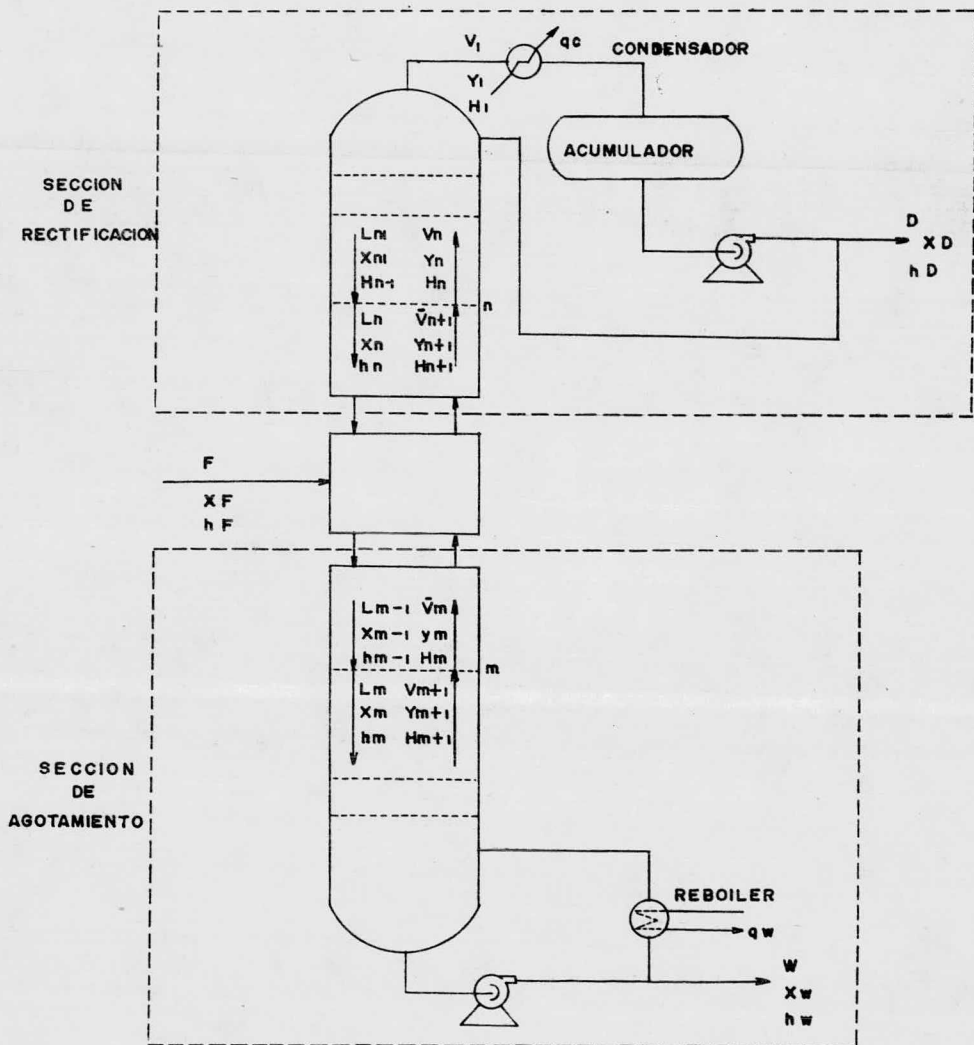


FIGURA No. 1

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

UNAM	<div style="border: 1px solid black; padding: 2px; display: inline-block;"> TESIS PROFESIONAL </div>	1978
<div style="border: 1px solid black; padding: 2px; display: inline-block;"> BALTASAR REYES SANCHEZ </div>		

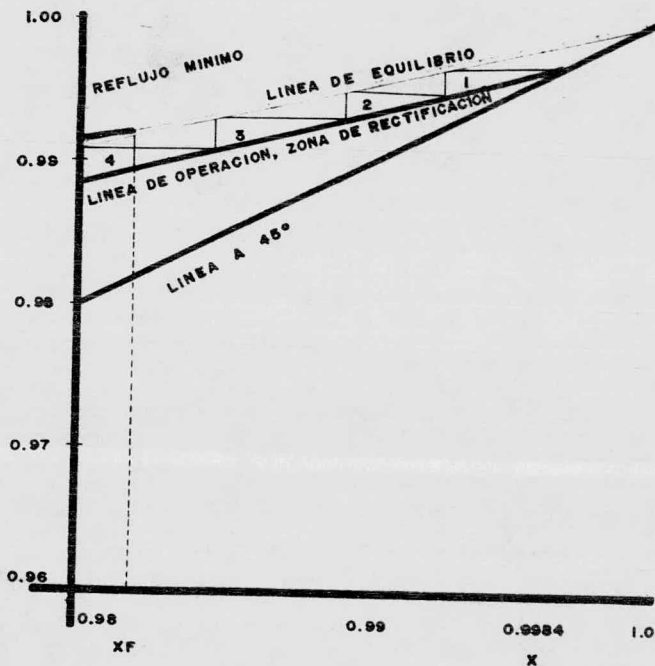


FIGURA No. 2
D - 302

DIAGRAMA DE MCGABE-THIELE.
ZONA DE RECTIFICACION

UNAM

TESIS PROFESIONAL

1978

BALTASAR REYES SANCHEZ

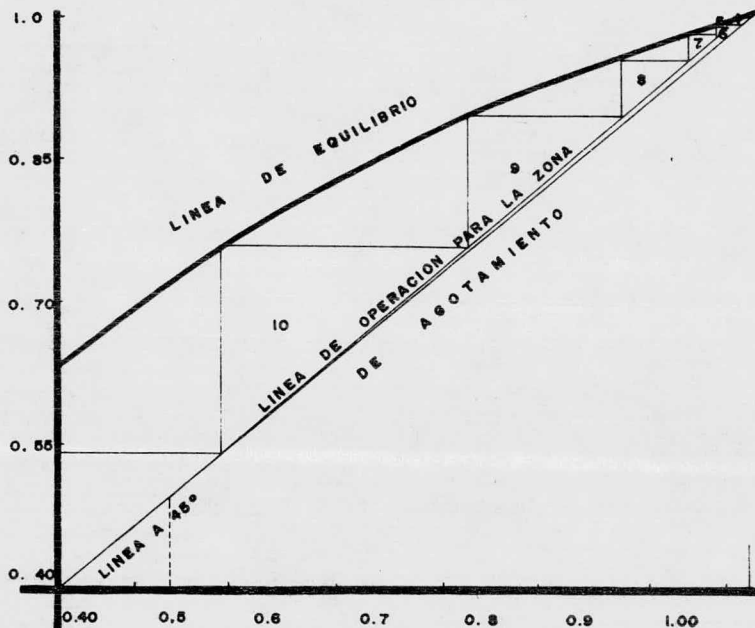


FIGURA No. 3

D - 302

DIAGRAMA DE McCABE - THIELE.
ZONA DE AGOTAMIENTO

UNAM

TESIS PROFESIONAL

BALTASAR REYES SANCHEZ

1978

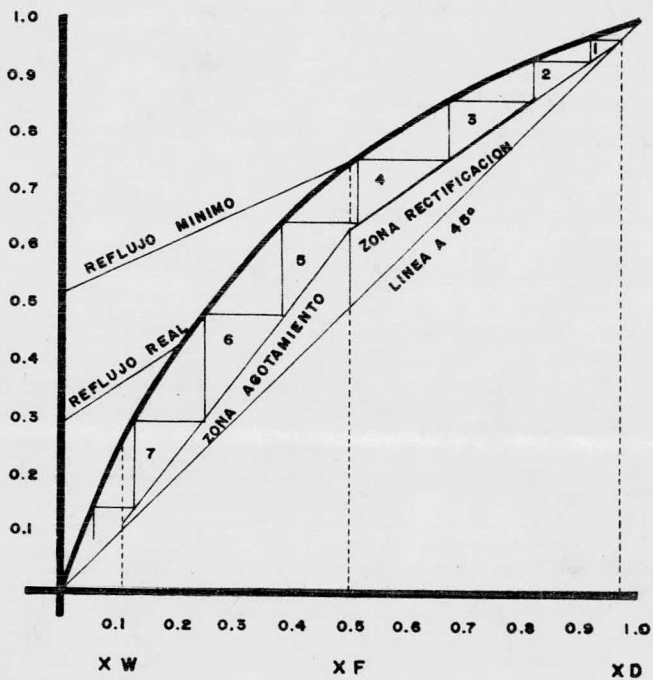


FIGURA N. 4

D-304

DIAGRAMA DE MCCABE-THIELE.

UNAM

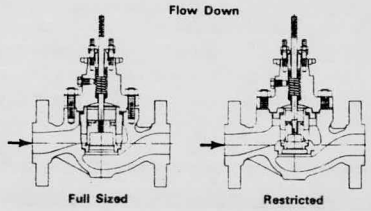
TESIS PROFESIONAL

1978

BALTASAR REYES SANCHEZ

**Design ED
ANSI Classes 125 - 600**

Equal Percentage Cage



FLOW COEFFICIENTS

For additional body information see Bulletin 51.1.ED

Equal Percentage				Equal Percentage Characteristic											
Coefficients	Body Size, In.	Port Diameter, In.	Total Travel, In.	Valve Opening—Percent of Total Travel										K _v and C _v	
				10	20	30	40	50	60	70	80	90	100		
C _v (Liquid)	1 & 1-1/4	1-5/16	3/4	783	154	220	289	421	576	783	109	141	172	77	
	1-1/2	1-7/8	3/4	152	263	387	541	745	112	174	245	308	358	70	
	2	2-5/16	1-1/8	166	293	466	698	108	165	254	373	507	597	72	
	2-1/2	2-7/8	1-1/2	343	713	108	151	224	337	492	711	895	994	71	
	3	3-7/16	1-1/2	432	753	109	171	272	435	680	970	120	136	68	
	4	4-3/8	2	585	116	183	302	497	797	125	171	205	224	68	
	6	7	2	129	258	433	674	104	162	239	316	368	394	73	
	8	8	2	185	380	584	867	130	189	268	371	476	567	72	
	8	8	-3	27.0	58.1	105	188	307	478	605	695	761	818	74	
	1-1/2	1-5/16	3/4	1.12	1.56	2.22	3.10	4.27	6.17	9.01	13.1	18.2	23.1	83	
	2	1-5/16	3/4	1.923	1.42	2.09	2.84	4.11	5.83	8.58	12.8	18.5	24.3	77	
	2-1/2	1-1/8	3/4	1.57	2.57	3.82	5.44	7.64	11.5	16.2	26.7	35.1	43.9	79	
3	2-5/16	1-1/8	1.75	3.11	4.77	7.07	10.7	17.0	27.9	41.5	58.0	70.7	75		
4	2-7/8	1-1/2	3.82	7.65	11.4	16.9	25.5	38.2	60.5	85.7	105	112	79		
6	4-3/8	2	5.40	10.1	15.8	26.7	45.2	71.2	111	169	232	274	78		
C _v (Gas)	1 & 1-1/4	1-5/16	3/4	31.2	48.3	67.4	94.4	138	191	270	380	483	562	32.7	
	1-1/2	1-7/8	3/4	53.7	90.2	131	183	256	382	578	811	1020	1180	33.0	
	2	2-5/16	1-1/8	60.4	107	164	238	358	546	851	1280	1680	1980	33.2	
	2-1/2	2-7/8	1-1/2	121	239	359	497	727	1090	1600	2320	2910	3230	32.5	
	3	3-7/16	1-1/2	152	253	360	545	854	1350	2150	3230	3930	4470	32.9	
	4	4-3/8	2	200	374	587	970	1580	2520	4100	5890	7040	7580	33.8	
	6	7	2	428	851	1430	2270	3480	5500	8200	10900	13000	13900	35.3	
	8	8	2	631	1200	1810	2660	3960	5790	8300	11600	15600	19300	34.0	
	8	8	3	867	1880	3350	5880	9850	15000	20600	25000	27300	29400	35.9	
	1-1/2	1-5/16	3/4	40.8	58.0	80.4	104	145	206	294	419	587	773	33.4	
	2	1-5/16	3/4	32.5	43.0	72.0	95.5	139	197	290	410	563	783	32.2	
	2-1/2	1-7/8	3/4	56.2	89.4	129	179	246	377	577	851	1180	1480	33.7	
3	2-5/16	1-1/8	68.0	114	171	246	367	545	813	1300	1840	2370	33.6		
4	2-7/8	1-1/2	132	256	380	553	816	1210	1860	2750	3600	4040	36.0		
6	4-3/8	2	219	369	542	864	1430	2230	3480	5280	7360	9140	33.3		
C _v (Steam)	1 & 1-1/4	1-5/16	3/4	1.56	2.42	3.37	4.72	6.90	9.55	13.5	19.0	24.2	28.1	32.7	
	1-1/2	1-7/8	3/4	2.69	4.51	6.55	9.15	12.8	19.1	28.9	40.6	51.0	59.0	33.0	
	2	2-5/16	1-1/8	3.02	5.35	8.20	11.9	17.9	27.3	42.6	64.0	84.0	99.0	33.2	
	2-1/2	2-7/8	1-1/2	6.05	12.0	18.0	24.9	36.4	54.5	80.0	116	146	182	32.5	
	3	3-7/16	1-1/2	7.60	12.7	18.0	27.3	42.7	67.5	108	162	197	224	32.9	
	4	4-3/8	2	10.0	18.7	29.4	48.5	79.0	126	205	295	352	379	33.8	
	6	7	2	21.4	42.6	71.5	114	174	275	410	545	650	695	35.3	
	8	8	2	31.5	60.0	90.6	133	198	290	415	580	780	965	34.0	
	8	8	3	43.4	94.0	168	294	493	750	1030	1250	1370	1470	35.9	
	1-1/2	1-5/16	3/4	2.03	2.90	4.02	5.20	7.25	10.3	14.7	21.0	29.4	38.7	33.4	
	2	1-5/16	3/4	1.63	2.45	3.60	4.78	6.95	9.85	14.5	20.5	29.2	39.2	32.2	
	2-1/2	1-7/8	3/4	2.81	4.47	6.45	8.95	12.3	18.9	28.9	42.6	59.0	74.0	33.7	
3	2-5/16	1-1/8	3.40	5.70	8.55	12.3	18.4	27.3	40.7	65.0	92.0	119	33.6		
4	2-7/8	1-1/2	6.60	12.8	19.0	27.7	40.8	60.5	93.0	137	180	202	36.0		
6	4-3/8	2	11.0	18.5	27.1	43.2	71.5	112	174	264	368	457	33.3		

UNAM

TESIS PROFESIONAL

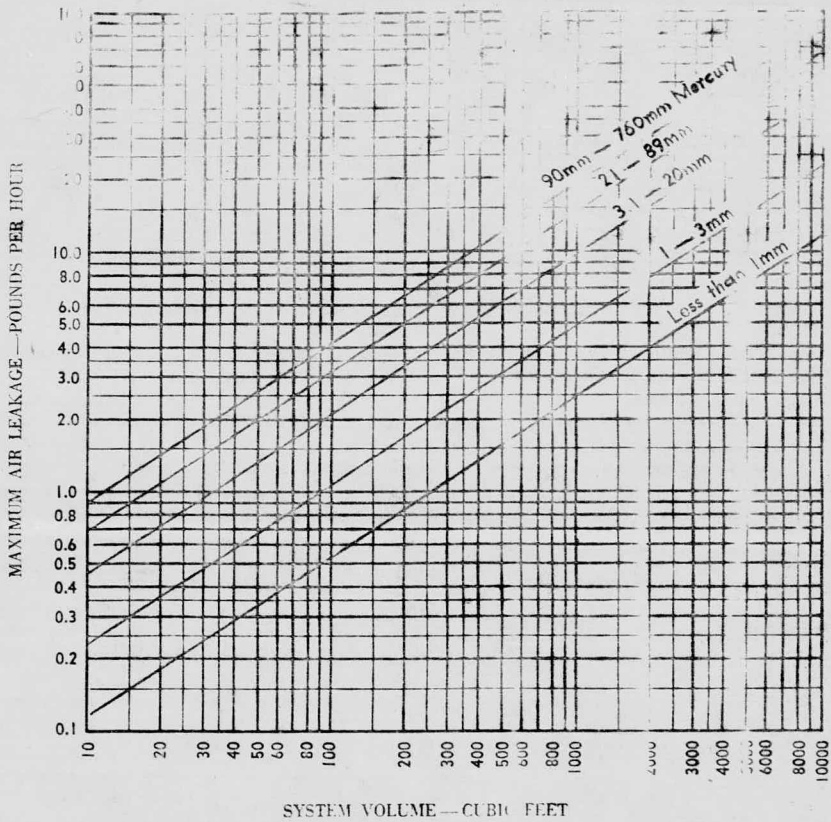
1978

BALTASAR REYES SANCHEZ

FIGURA No. 5

Tamaño de válvulas de igual porcentaje. Tomada de Fisher

STANDARDS FOR STEAM JET EJECTORS



MAXIMUM AIR LEAKAGE VALUES
FOR COMMERCIALY TIGHT SYSTEMS

FIGURA No. 6

Valores máximos de aire infiltrado como función del volumen total del sistema

UNAM

TESIS PROFESIONAL

1978

BALTASAR REYES SANCHEZ

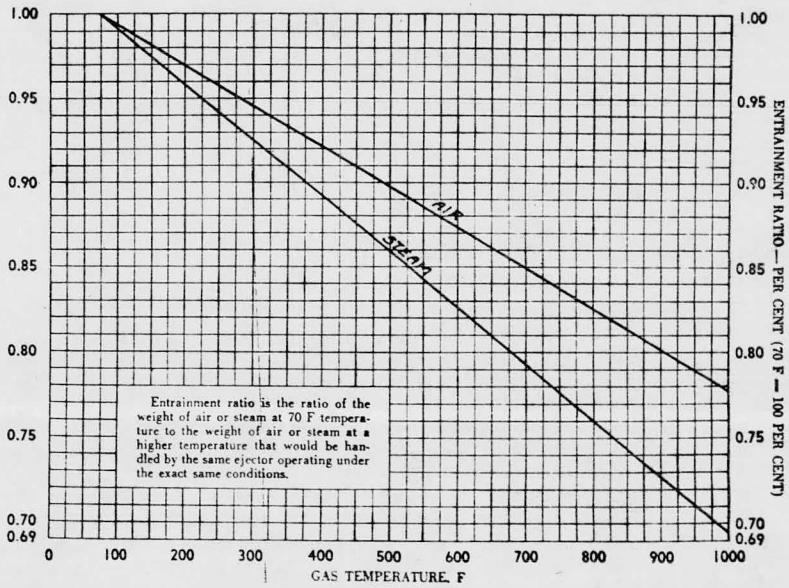


FIGURA No. 7

Corrección por temperatura para la obtención del aire equivalente

Ejector and Vacuum Systems

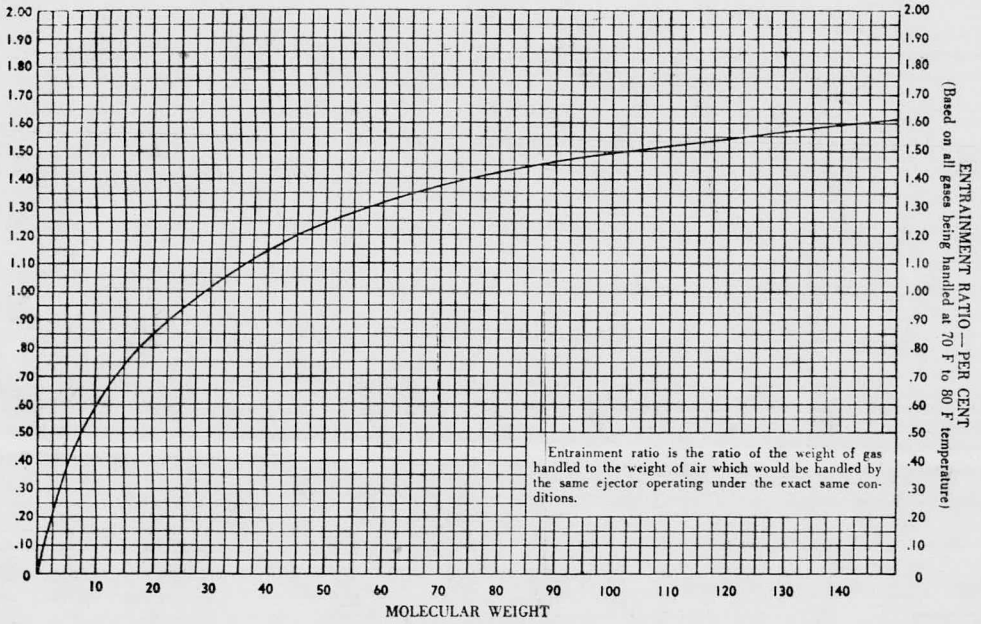


FIGURA No. 8

Corrección por peso molecular para la obtención del aire equivalente

UNAM

TESIS PROFESIONAL

1978

BALTASAR REYES SANCHEZ

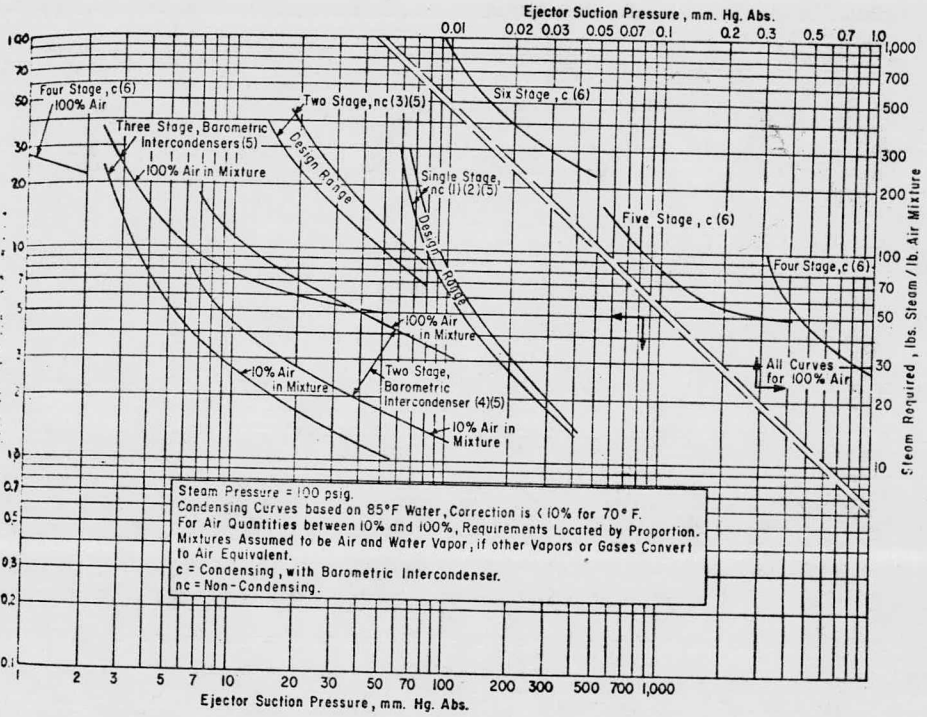


FIGURA No. 9

Estimación del vapor requerido para eyectores.

UNAM	TESIS PROFESIONAL	1978
BALTASAR REYES SANCHEZ		

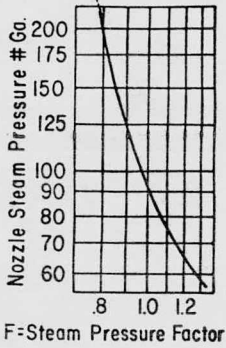


FIGURA No. 10

Factor de Corrección para la presión del vapor utilizado.

UNAM	TESIS PROFESIONAL
BALTASAR REYES SANCHEZ	

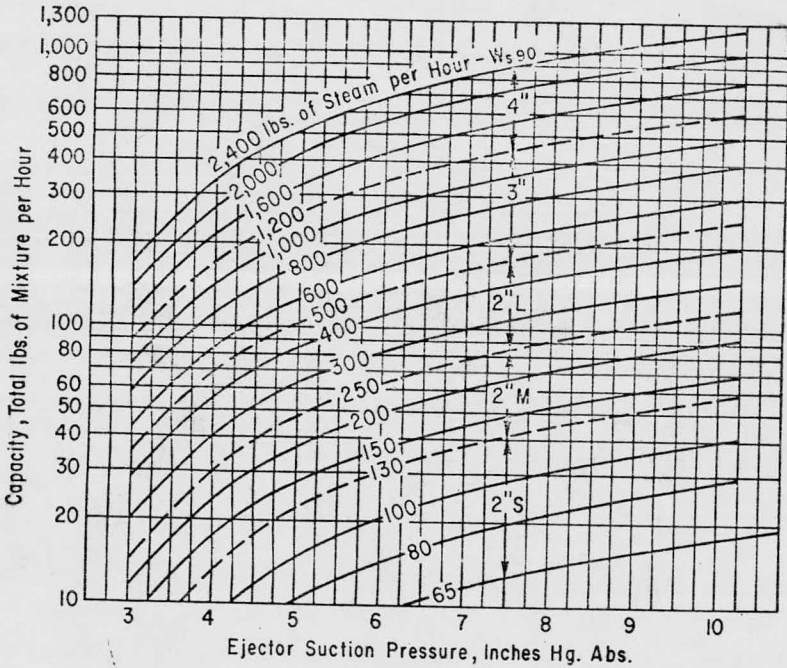


FIGURA No. 11

Tamaño del eyector, para una sola etapa en el rango de tres a diez plg de Hg abs en la succión.

UNAM TESIS PROFESIONAL BALTSAR REYES SANCHEZ 1978

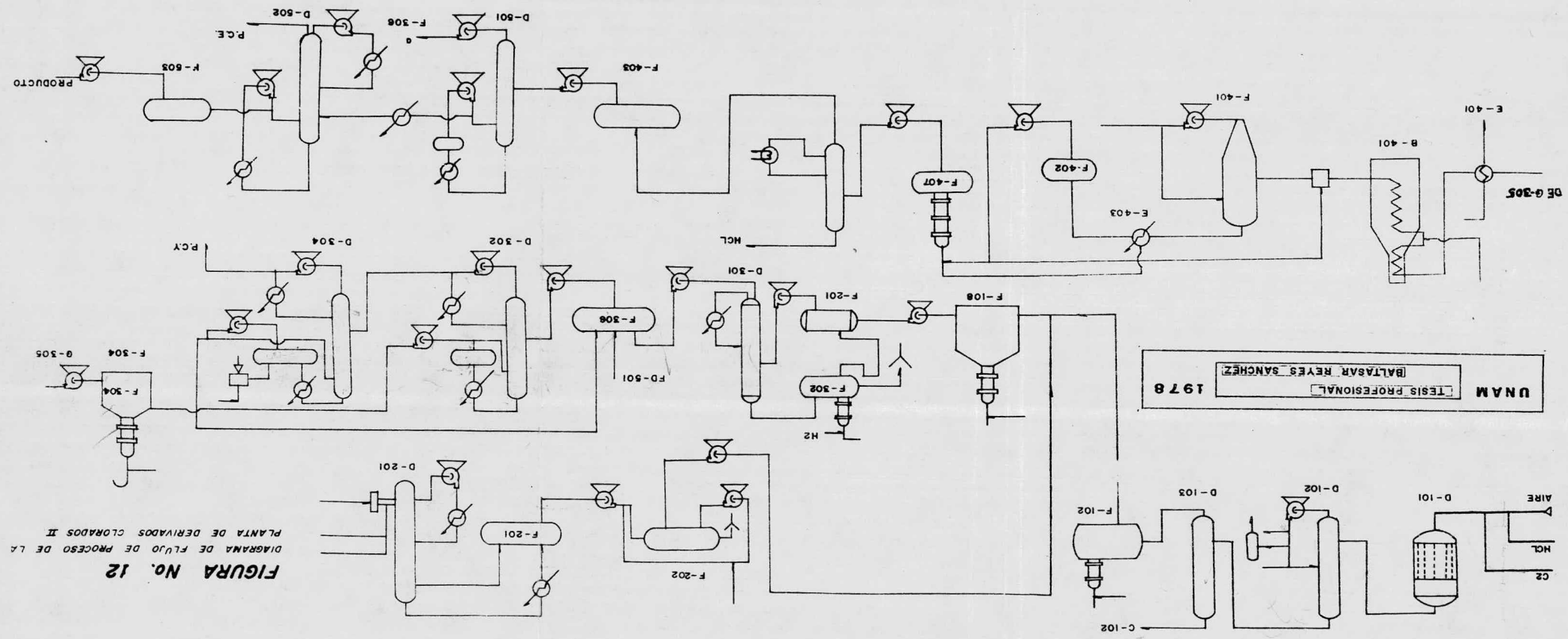


FIGURA No. 12
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA
PLANTA DE DERIVADOS CLORADOS II