

BIBLIOTECA FAC. DE QUIMICA

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

INCORPORADA A LA U. N. A. M.

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

DISEÑO DE UN REACTOR PARA LA

FABRICACION DE ETILEN GLICOL EN MEXICO.

LARS R. CHRISTIANSON
1 9 6 7



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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 QUE REVISÓ Y APROBÓ
LA PRESENTE TESIS

Presidente Prof.	ENRIQUE RANGEL T.
Vocal	ALEJANDRO PURÓN .
Secretario	ARMANDO PATIÑO .
1er. Suplente	GERMAN GLEASON A.
2do. Suplente	ROLANDO MONTEMAYOR E.

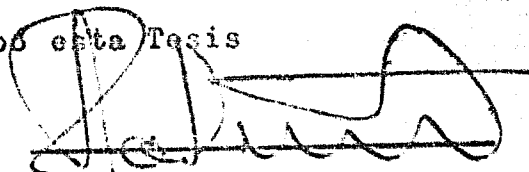
Sitio donde se desarrolló el tema:

NOPCO INDUSTRIAL, S.A.

Sustentante LARS R. CHRISTIANSON.

Asesor del Tema ARMANDO PATIÑO

Revisó y aprobó esta Tesis



Ing. Armando Patiño.

I N D I C E

Introducción

- 1.) Estudio de Mercado.
- 2.) Procesos de Fabricación.
- 3.) Estudio Físico-Químico de la Reacción.
- 4.) Capacidad de Reactor y Criterio de Diseño.
- 5.) Diseño de Reactor.
- 6.) Consideraciones Económicas y Conclusiones.
- 7.) Índice.

INTRODUCCION

Dentro del rápido desarrollo de la industria química en México, el Etilen Glicol cada vez cobra más importancia debido a sus múltiples usos como plastificante, anticuagulante y sobre todo por su importancia en la fabricación de resinas poliéster.

Industrialmente el Etilen Glicol se puede producir por varios procesos (ver Cap. 2), pero es interesante notar que todos estos procesos tienen en común la hidrólisis del óxido de etileno.

El objeto de ^{esta tesis} esta tesis es discutir los varios tipos de reactores donde se puede efectuar esta hidrólisis y diseñar el reactor más económico para las necesidades de México.

CAPITULO I

Estudio de Mercado

El objeto de este capítulo es determinar el consumo de Etilén Glicol en México y calcular -- las ecuaciones de correlación para conocer las -- necesidades futuras. Esto nos dará una idea más precisa de la capacidad de una planta que se pudiera instalar en México y por consiguiente la -- capacidad del reactor necesario para fabricar -- Etilén Glicol.

Situación Actual del Mercado en México

Se puede decir que prácticamente no se produce Etilén Glicol en México. La planta de Polioles, S. A. ubicada en Lerma, Edo. de México -- ha producido una cantidad pequeña de Etilén Glicol en su planta de Propilén Glicol, sin embargo la mayoría del mercado nacional es surtido de importación.

En la tabla 1-1 aparecen los datos de importación de Etilén Glicol en México publicados por la Secretaría de Industria y Comercio en el Anuario Estadístico de Comercio Exterior.

TABLA 1-1

AÑO	Importaciones E.G. Tons/ año
1957	401.6
1958	344.0
1959	503.7
1960	759.5
1961	611.0
1962	761.7
1963	1055.9
1964	1107.8
1965	1136.3

De acuerdo con los datos anteriores obtenemos las siguientes ecuaciones de correlación:

TABLA 1-2

Tipo de Ecuación	Ecuación	Coef. Correlación r
Lineal	$y=214.3+105.6x$.92
Exponencial	$\log y=2.5039+.0662x$ $y=\text{ton} / \text{año}$ $x=\text{años} (1957=1 \dots 1965=9)$.89

Nota: Al final del capítulo se presenta la memoria de cálculos por los cuales se obtuvieron las ecuaciones de la tabla 1-2

Los datos presentados en la tabla 1-2 nos hacen suponer que la tendencia futura del Etilén-Glicol en México sigue una tendencia lineal. Sin embargo los coeficientes de correlación son tan parecidos que este no puede ser criterio suficiente para determinar la tendencia futura.

De acuerdo con un estudio de mercado hecho por una compañía petroquímica Norteamericana interesada en fabricar Etilén Glicol en México (información -- confidencial) usando sistemas de investigación directa, publicaron los siguientes datos:

TABLA 1-3

Año	1965	1967	1972	1977
• Consumo E.G. Tons /año 1000		2270	6100	11400
Incremento anual promedio	17.5%			

En la tabla 1-4 comparemos los datos obtenidos por nuestras ecuaciones de correlación con los datos publicados por la compañía Norteamericana.

TABLA 1-4

AÑO	Ec. Lineal	Ec. exponencial	Datos obtenidos -- por investigación directa
1967	1375	1700	2277
1972	1903	3650	6100
1977	2431	7840	11400

Nota: Todos los datos están dados en Tons / año.

En la tabla 1-4 notamos que existe una relación más estrecha entre la tendencia exponencial y los -- datos publicados por la compañía americana. También es interesante notar que existe casi un 30% de diferencia entre los datos que aparecen con la ecuación--

exponencial y los datos publicados por la compañía americana, pero como es imposible conocer los métodos que se emplearon para obtener los datos de investigación directa, vamos a usar la ecuación exponencial para determinar la capacidad de la planta que se instalaría en México.

En caso de que la planta se construya en 1968, esta planta posiblemente empezaría a operar en 1969, y generalmente la capacidad de estas plantas se calcula para que llegue a su capacidad máxima en su tercer año de trabajo, que sería en 1972. En dicho año vamos a tener un consumo de 3650 tons.

Considerando que la planta opera 340 días del año durante 24 horas, esto nos da la siguiente capacidad:

$$3650 / 340 = 107 \text{ tons / día} = .45 \text{ tons / hr.}$$

Memoria de cálculos para las ecuaciones de correlación:

Ecuación de correlación lineal;

$$y = a + bx$$

$$y = \text{tons / año}$$

a, b coeficientes de correlación

x año (1955=1 ... 1966=11 ...)

Los coeficientes de correlación están dados por las siguientes ecuaciones:

(Ref. 1,2)

$$b = \frac{\sum xy}{\sum x^2}$$

$$\sum xy = \sum xy + \bar{x} \sum y$$

$$\sum x^2 = \sum x^2 + \bar{x} \sum x$$

AÑO	x	y ton/año	xy	x ²	y ²	10 ⁴
1957	1	401.6	401.6	1	16.12	
1958	2	344.0	688.0	4	11.83	
1959	3	503.7	1511.1	9	25.37	
1960	4	759.3	3036.0	16	56.68	
1961	5	611.0	3055.0	25	37.33	
1962	6	761.7	4570.2	36	58.01	
1963	7	1055.9	7391.3	49	111.49	
1964	8	1107.8	8862.4	64	122.72	
1965	9	1136.3	10226.7	81	129.11	
$\sum x = 45$		$\sum y = 6681.5$	$\sum xy = 39744.3$	$\sum x^2 = 225$	$\sum y^2 = 568.66$	

$$\bar{x} = 5$$

$$\bar{y} = 742.3$$

$$b = \frac{39744.3 + 5 \times 6681.5}{225 + 225} = 105.6$$

Por lo tanto la ecuación de la recta es:

$$y = a + 105.6 x$$

Como la recta pasa por el punto medio $P(\bar{x}, \bar{y})$

$$P(5, 742.3)$$

$$742.3 = a + 105.6 (5)$$

$$a = 214.3$$

Por lo tanto tenemos la siguiente ecuación li-

neal:

$$y = 214.3 + 105.6 x$$

Coefficiente de correlación:

$$r = \frac{b \sum xy}{\sum y^2}$$

$$r^2 = \frac{105.6 \times 6336.8}{72.70 \times 10^4} = .92$$

ecuación de correlación exponencial.

$$\log y = \log a + (\log b) \cdot x \quad \text{a} \quad b^x$$

$$B = \frac{\sum xy}{\sum x^2}$$

$$\begin{aligned} \sum xy &= \sum xy + \bar{x} \sum y \\ \sum x^2 &= \sum x^2 + \bar{x} \sum x \end{aligned}$$

Año	x	y Ton/año	log y	xy	x ²	y ²
1957	1	401.6	2.6038	2.6038	2	6.7797
1958	2	344.0	2.5366	5.0732	6.4343	
1959	3	503.7	2.7022	8.1066	9	7.3018
1960	4	759.5	2.8805	11.5220	16	8.2972
1961	5	611.0	2.7860	13.9300	25	7.7617
1962	6	761.7	2.8818	17.2908	36	8.3047
1963	7	1055.9	3.0237	21.1659	49	9.1427
1964	8	1107.8	3.0445	24.3560	64	9.2689
1965	9	1136.3	3.0554	27.4981	81	9.3354
$\Sigma = 45$			$\Sigma = 25.5145$	$\Sigma = 131.5464$	$\Sigma = 285$	$\Sigma = 72.6264$

$$\bar{x} = 5$$

$$\bar{y} = 2.8349$$

$$\log b = \frac{131.5464 - 127.5725}{285 - 225} = .0662$$

Como la recta pasa por el punto medio

$$2.8349 = A + .0662 \cdot x \cdot 5$$

$$A = 2.5039$$

La ecuación exponencial es:

$$\log y = 2.5039 + .0662 \cdot x$$

$$r^2 = \frac{B \sum xy}{\sum y^2}$$

$$r^2 = \frac{.0662 \times 3.9739}{.2954} = .89$$

CAPITULO II

Procesos de Fabricación.

A partir de 1928, año que se registró la primera patente alemana para la fabricación de E.G. (Ref. 3) se encuentran en la literatura más de quince patentes que cubren diferentes técnicas para la producción de E.G., ya sea variando las materias primas -- usadas o las condiciones de operación. Sin embargo -- sólo tres procesos han tenido interés comercial.

- 1.) A partir de gas, cloro y agua para formar etileno de clorhidrina y la hidrólisis posterior de este compuesto para obtener óxido de etileno. Posteriormente el óxido de etileno se hace reaccionar con agua para formar el E.G. (Ref. 4)
- 2.) A partir de la oxidación de etileno en presencia de agua, y la hidrólisis posterior del óxido de etileno formado para dar E.G. (ref. 5).
- 3.) La hidrólisis directa del óxido de etileno -- para dar E.G.

En los tres procesos se puede observar que la reacción principal es la hidrólisis del óxido de etileno. La diferencia básica es el modo de obtención del --

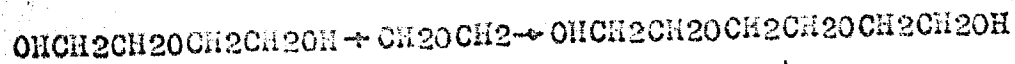
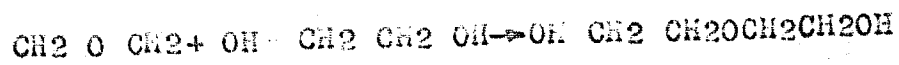
Óxido de etileno.

Es obvio que el proceso que se va a usar depende de la disponibilidad de materias primas para la obtención más económica del óxido de etileno.

En México, de acuerdo con la interpretación de la ley petroquímica efectuada el 15 de Marzo de 1967, queda reservado el derecho de producir óxido de etileno a Petroleos Mexicanos o a Organismos o Empresas -- subsidiarias de dicha institución. Por lo tanto el proceso que se tiene que usar en México es a partir de óxido de etileno y agua.

Descripción detallada del proceso:

Cuando se pone en contacto el óxido de etileno y agua en condiciones favorables se pueden observar las siguientes reacciones:



La composición final que resulta ^{depende} de la relación de moles de agua con las moles de óxido de etileno alimentadas, y por el tipo de catalizador que se usa

Davies (Ref. 6) publicó la siguiente tabla.

Moles H ₂ O x	%E.G.	%D.E.G.	%T.E.G.	%T.E.G.	%P.G.
Moles CH ₂ OCH ₂					
10.5	82.3	12.7			
4.2	65.7	27.0	2.3		
2.1	47.2	34.5	13.0	0.3	
0.61	15.7	26.0	19.2	19.0	14.5

Notaciones de la Tabla:

E.G.	Etilén Glicol
D.E.G.	Diethylén Glicol
T.E.G.	Triethylén Glicol
T.E.G.	Tetraethylén Glicol
P.G.	Poli Glicoles

Los experimentos anteriores se hicieron usando H_2SO_4 como catalizador y a una temperatura $90^\circ C$ y a presión atmosférica.

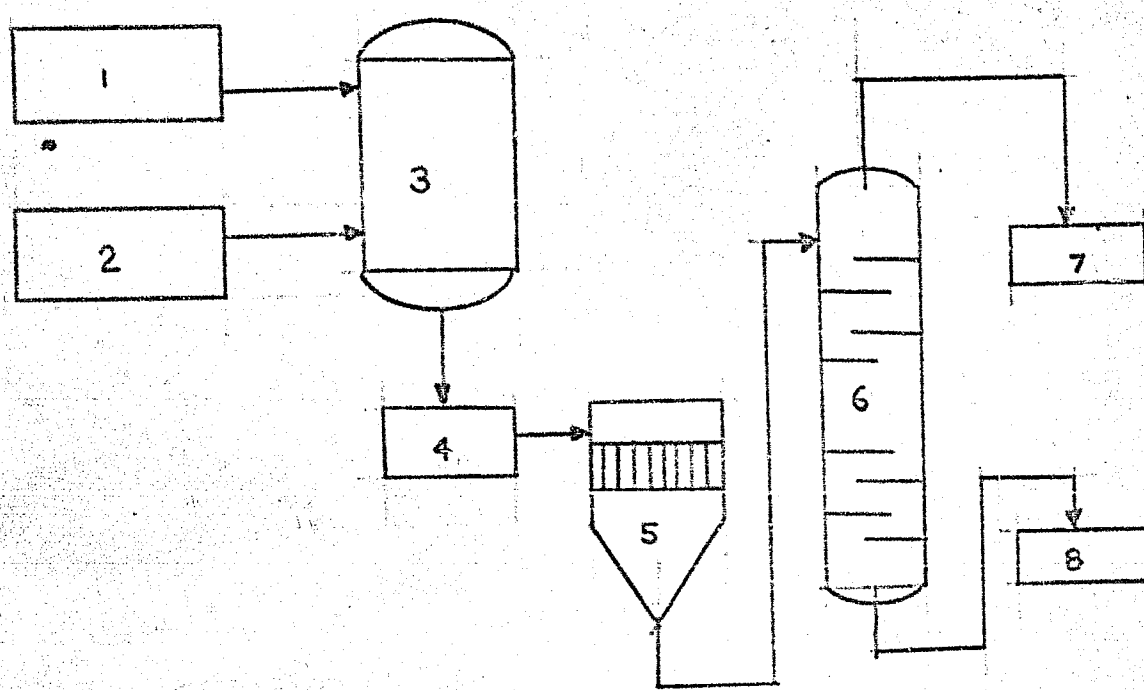
Youtz (Ref. 7) recomienda una relación 20 / 1 moles de agua a moles de óxido de etileno para evitar la formación de poliglicoles. La Jefferson Chemical Co., fabricantes de etilén glicol, publicó la siguiente tabla:

Moles H_2O / Moles CH_2OCH_2	20	10
	(% de E.G. producido)	
sin catalizador	89	79
H_2SO_4	90	81
$NaOH$	80	64

De la tabla anterior podemos observar que el porcentaje de conversión mayor a E.G. es usando ácido sulfúrico como catalizador y una relación de moles de agua a moles de óxido de etileno de 20 a 1. En el capítulo 3 se discutirá más profundamente el me-

canismo de la reacción, y las condiciones para lograr el porcentaje de conversión mayor.

Diagrama de Flujo:



1.) Tanque de almacenamiento de óxido de etileno.

El óxido de etileno se maneja generalmente en carrero tanque, por lo tanto debe haber facilidad de espuela en la fábrica. Para pasar el óxido de etileno del tanque de almacenamiento al reactor, se puede usar una bomba dosificadora o usar un tanque pesador uintermediario.

2.) Tanque pesador de agua.

El objeto de este tanque es medir la cantidad de agua que se va a agregar al reactor. Debe estar equipado con un serpentín de calentamiento para agregar -- el agua a la temperatura de reacción

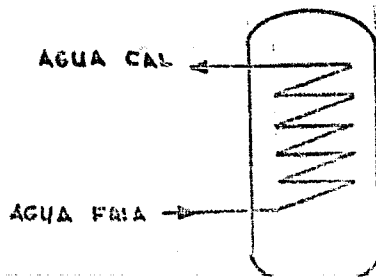
3.) Reactor.

Esta es la parte del proceso donde se efectua la reacción química. Debido a que estos reactores se -- usan generalmente para hacer otros productos, el reactor es de tipo intermitente

La instrumentación del reactor depende de que -- tan automaticamente se quiere controlar la operación. -- Desde los más sencillos deben tener indicadores, regis-- tradores de temperatura y dispositivos de alivio de -- presión como medida de seguridad. Frecuentemente el -- flujo de óxido de etileno se hace por medio de control de temperatura. Debido a la reacción exotérmica tan -- grande el control de temperatura se vuelve crítico, y -- en realidad lo que vamos a controlar nosotros es el -- calor de reacción.

El calor producido en la reacción lo podemos --- disipar de dos maneras:

1.) Usando serpentines internos.



5.) Evaporador.

El objeto del evaporador es concentrar el etilén glicol que viene en la solución acuosa.

6.) Torre de Destilación.

El objeto de esta torre es separar el etilén glicol de los glicoles mayores que se produjeron en la reacción.

7.) Tanque de Almacenamiento de Etilén Glicol.

8.) Tanque de Almacenamiento de Glicoles Mayores.

[CAPITULO III]

con minúsculas

Estudio Físico-Químico de la Reacción.

El objeto de este capítulo es determinar las propiedades físico-químicas, como son calor de reacción y velocidad de reacción, datos que son necesarios para el diseño del reactor.

Cinética de la Reacción.

Existen en la literatura dos estudios prácticos para determinar el tiempo de reacción. El primero, (Ref. 8) usa ácido sulfúrico como catalizador, y el segundo (Ref. 8) usa resina intercambiadora de iones como catalizador. A continuación presentamos los dos estudios, discutiendo las ventajas y desventajas en cada caso para finalmente escoger uno.

a.) Cinética de la Reacción usando ácido sulfúrico como catalizador

En la gráfica 2-1 podemos observar el efecto de temperatura y concentración de catalizador sobre la constante de velocidad de reacción. (Ref. 8)

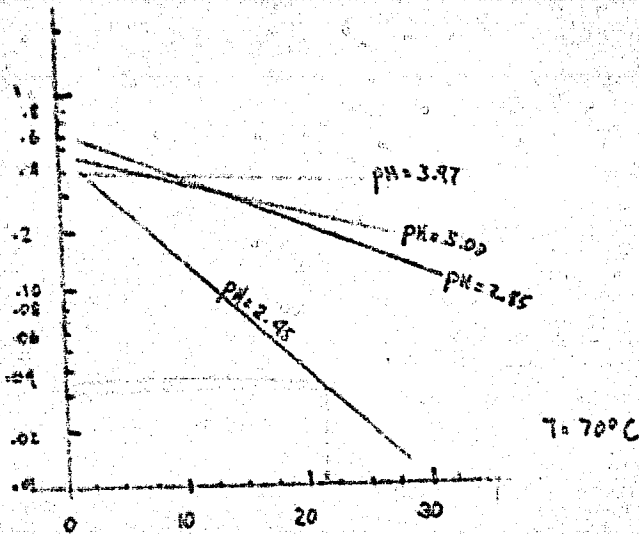
TABLA 3-1

Temp., ° C.	Normalidad	pH	Constante veloci- dad de reacción X 10 ³
30	0.00165	2.90	1.381
	0.0105	2.16	7.600
	0.0225	1.86	16.200
	0.055	1.50	35.17
	0.140	1.12	92.00
50	0.055	1.50	367.0
	0.0275	1.79	141.5
	0.0115	2.13	52.0
	0.0024	2.77	14.05
70	0.0052	2.45	129.0
	0.00185	2.85	54.4
	0.00125	3.00	34.1
	0.00011	3.97	4.6

En esta tabla notamos que la velocidad de reacción más alta con el pH menos ácido corresponde a una temperatura de 70° C y un pH 2.45.

Es cierto que podemos obtener velocidades de reacción más altas, sin embargo, el pH tendría que ser mucho más ácido lo cual presentaría muchos problemas de corrosión.

Othmer y Marsh consideran la reacción de primer orden, o sea de $k_c dt$ debido a la gran concentración de agua (20/1 moles de H₂O por moles de C₂H₄O). Con los datos experimentales obtenidos, publicaron la siguiente gráfica.



Tiempo de Reacción.

Para poder obtener un 90% de conversión de etilén glicol, es necesario mantener una relación de 20/1 moles de agua por mole de óxido de etileno (ver Cap. 2 Pag) lo que nos da una concentración inicial de 2,77 gr-mol ETO/lit. Sabiendo que la conversión es del 90%, de acuerdo con la gráfica, obtenemos un tiempo de reacción de 21 min. Usando el procedimiento matemático, donde

$$dc/dt = kc$$

Integrando

$$[lnc]_{c_0}^c = [kt]_0^t = kt$$

c_0 = Concentración Inicial

c = Concentración final

c_0 = 2.77 gr. mol / lit

c = .27 gr. mol / lit

como $k = 129 \times 10^3$

$t = 17.8$ min

Obtenemos un tiempo de reacción de 17.8 min.

- b.) Cinética de la reacción usando una resina intercambiadora de iones como catalizador.

A continuación presentamos la tabla relacionada- temperatura de operación, concentración de resina necesaria y constante de velocidad de reacción (Ref.8)-

TABLA III

Hidrogenización de Oxido de Etileno usando resina como catalizador

Temp., ° C.	G. Resin/lt.	Constante velo- cidad de reac- ción $\times 10^3$
30	19.3	3.34
	76.8	6.67
	112.8	15.55
	150.0	41.00
	40.0	14.90
50	80.0	34.50
	18.00	11.20
	40.0	31.0
	60.0	61.0
	120.0	138.2
70	16.0	28.6
	40.0	94.2
	30.0	208.0
90	12	66.7
	20	123.0
	40	253.7

De acuerdo con los datos presentados en la tabla anterior observamos que la concentración de resina -- necesaria para obtener constantes de velocidad de reac- ción comparables a las obtenidas usando ácido sulfúri- co como catalizador son de 80 gr/lt y 120 gr/lt. --- También es interesante notar que solamente se obtuvo

un 79% de conversión.

Comparación de los Catalizadores.

Mientras que las resinas no tienen ningún efecto de corrosión sobre el equipo, resulta sumamente complicado manejar concentraciones de resinas tan altas. En caso de usarse se debe poner un sistema de filtración y lavado para su recuperación, de otra manera -- representaría un costo demasiado elevado.

El factor decisivo para usar ácido sulfúrico como catalizador es el porcentaje de conversión. Con el ácido sulfúrico obtenemos el 90% de conversión --- mientras que con las resinas solamente obtenemos el 79%. El 11% de desperdicio de óxido de etileno en operaciones de volúmenes tan elevados representa un incremento de costos sumamente elevado y por lo tanto se utilizará ácido sulfúrico como catalizador.

Calor de Reacción.

Para determinar el calor de reacción vamos a utilizar el método de los calores de formación de los -- productos ($H_f p$) menos el calor de formación de los -- reactivos ($H_f r$) tomando en consideración la corrosión por temperatura. (Ref. 9)

Reacción.



Calores de formación y calores específicos de productos y reactivos.

Material	Calor Formación Btu / lb-mol	Calor Especifico Btu/lb °F
C ₂ H ₄ O	-41 940	.44
H ₂ O	-113 970	1.00
C ₂ H ₆ O ₂	-194 238	.573

Referencia (9,10)

a La temperatura base para los calores de formación es 64°F

Corrección por temperatura de los productos:

Producto	Moles	Peso Mol.	Peso m lb	$\int_m C_p T$ $\int Btu$
C ₂ H ₄ O	1	44	44	-1820
H ₂ O	1	18	18	<u>-1692</u>
Total:				-3512 Btu.

Calor de formación de los productos menos calor de formación de los reactivos.

$$(\Delta H_r) = n(H_{fp}) - n(H_{fr})$$

Reactivos	n	H _{fr}
C ₂ H ₄ O	1	-41 940
H ₂	1.	<u>-113 970</u>
		n (H _{fr}) -155 910

Productos	n	H _{fp}
C ₂ H ₆ O ₂	1	<u>-194 238</u>
		n H _{fp} -194 238

$$(\Delta H_r) = 38 328 \text{ Btu/lb-mol}$$

c) Corrección por temperatura de los productos.

$$T_o = 64^\circ\text{F}$$

$$T_f = 153^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 88^\circ\text{F}$$

Producto	n (lb.-mol)	Peso Mol.	lb.	Q Btu
C ₂ H ₆ O ₂	1	62	62	3 339
$(\Delta H) \text{ Total} = -3 512 - 38 320 + 3 339 = -38 501 \text{ Btu}$				
(lb.-mol)				

Calor de reacción = -38 501 Btu/lb.-mol

= 375 Btu/lb OE. ~~Reaccionada~~

CAPITULO IV

Capacidad de Reactor y Criterio de Diseño.

En los capítulos 2 y 3 obtuvimos los datos necesarios para determinar las normas de diseño del reactor. De acuerdo con la capacidad de la planta necesaria (Ver Cap. 2) y el tiempo de reacción, determinamos la capacidad del reactor. Conociendo la capacidad del reactor y el calor de reacción podemos determinar el calor que tenemos que remover para mantener la temperatura de reacción constante.

Capacidad del Reactor.

De acuerdo con el capítulo 1 necesitamos una capacidad de producción de 10.7 ton/día. Para efecto de cálculo vamos a usar 12 Ton/día que equivalen a .5 --- Ton/hr.

En el capítulo 3 determinamos un tiempo de reacción de 21 min. En la práctica hemos notado que el tiempo de reacción de 21 min. es difícil obtener debido a que la reacción muchas veces es lenta en empezar, y es frecuente tener que hacer ajustes para obtener el grado de etoxilación deseado. Tomando en consideración lo anterior y los tiempos muertos causados por la carga y descarga vamos a considerar un ciclo de reacción de 1 hora.

Cap. Reactor 500 Kg/batch

Peso molecular del etilén glicol 62

Moles producidas de E.G. 8

Considerando un rendimiento de 90% tenemos el siguiente balance de óxido de etileno.

C_2H_4O necesario $8 / .9 = 8.8$ moles/batch

Para conseguir un 90% de conversión necesitamos una relación molecular de óxido de etileno y - agua de 20 / 1 lo que nos da;

agua necesaria $8.8 \times 20 = 176$ moles/batch

Balance total:

Entran	Kg-mol	Peso Mol	Kg	Densidad	Vol lts.
H ₂ O	176	18	3168	1	3168
C ₂ H ₄ O	8.8	44	387.2	.89	344.6
	<u>184.8</u>		<u>3555.2</u>		<u>3512.6</u>
Salen					
C ₂ H ₆ O ₂	8	62	469	1.2	595.2
H ₂ O	168	18	3024	1	3024.0
C ₂ H ₄ O	.8	44	35.2	soluble en agua	
			<u>3555.52</u>		<u>3619.2</u>

Volumen del reactor necesario = 3 619.2 lts.

Generalmente a estos reactores se les da un 20% de espacio libre.

Vol Reactor $3619 \times 1.2 = 4342$ lts.

Se recomienda usar dos reactores en vez de uno para evitar un paro completo de la producción en caso de falla mecánica, lo que nos da el siguiente volumen de reactor:

Capacidad de Reactor = $4342 / 2 = 2171$ lts.

Para efecto de cálculo vamos a usar una capacidad de reactor de 2200 lts.

Característica de Operación del Reactor

Capacidad del Reactor 2 200 lts.

Carga de agua 1 584 kg.

Carga Óxido Etileno 193.6 kg.

Tiempo reacción aproximado 21 min.

Calor producido en los reactores.

De acuerdo con los datos obtenidos en el capítulo 3 el calor de reacción es de 375 Btu / lb = 1 925 Btu / kg

El calor necesario para disipar en el reactor es:

$$q = 1\ 925 \times 193.6 = 372\ 680 \text{ Btu}$$

Como el tiempo de reacción es de 20 min.

Calor Total;

$$Q = \frac{372\ 680 \times 60}{20} = 1\ 118\ 040 \text{ Btu/hr}$$

Es importante notar que el factor controlante en el diseño de estos reactores es que tan rápido se puede disipar este calor producido por la reacción. Para efecto de seguridad vamos a tomar como calor necesario para disipar 1 120 000 Btu/hr, de esta manera ya tomamos un factor de seguridad en el enfriamiento, que es el paso crítico de la reacción.

Presión de Diseño.

Para determinar la presión de diseño es necesario conocer un poco más del proceso. El óxido de etileno se encuentra almacenado a una presión de 35 a 40 psig. y cuando el óxido de etileno es inyectado al reactor para que reaccione con el agua, es frecuente que parte de este óxido no reaccione inmediatamente y se deposite en la parte superior del reactor en fase gaseosa, entonces se llega a tener una presión de equilibrio con el tanque de almacenamiento de 35-40 psig. Considerando un factor de seguridad de 25%, usamos una presión de diseño de 60 psig.

Es importante saber que al empezar la reacción se tiene que purgar todo el aire que se encuentre dentro del reactor para evitar una mezcla explosiva y por lo tanto el reactor debe estar también diseñado para soportar vacío completo. (Ref. 11, 12).

CAPITULO V

Diseño del reactor.

En los capítulos anteriores obtuvimos los siguientes datos de diseño:

$$P = 60 \text{ psig}$$

$$T = 70^{\circ}\text{C} \quad 158^{\circ}\text{F}$$

$$V = 2\,200 \text{ lts.}$$

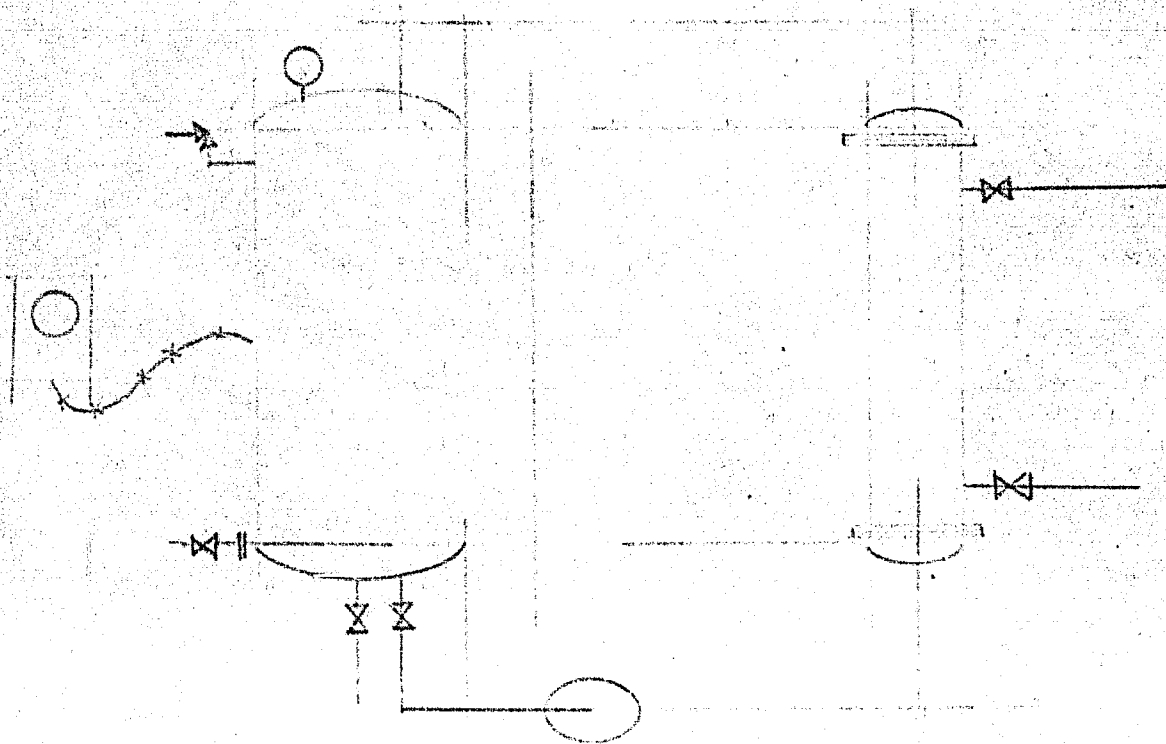
• P = presión de trabajo

T = temperatura de operación

A continuación vamos a estudiar los diferentes sistemas de reactores propuestos anteriormente:

1) Reactor con sistema de enfriamiento exterior.

a) Diagrama de Flujo:



Costo del Reactor.

El costo de fabricación de un recipiente que trabaja a presión, que es el caso de nuestro reactor, depende principalmente de la cantidad de acero que se usa.

Esto se puede expresar de la siguiente manera:

$$\text{Costo} = W_c f + W_b f + M_o$$

W_c = peso de la cabeza

W_b = peso de cabeza

f = precio del acero \$/unidad de peso

M_o = Mano de obra y gastos marginales.

Cálculo de los factores que intervienen en la ecuación de costo.

$$W_c = f(T, D, L, t_c, S.)$$

D = diametro del recipiente

L = longitud de la sección recta

t_c = espesor de placa de la coraza

S = densidad del material.

Para determinar el factor W_b , debemos escoger el tipo de cabeza que vamos a emplear. De acuerdo con Bromwell (Ref 8) para recipientes a presión que trabajan entre 15 y 200 psig y vacío completo las cabezas recomendadas son tipo toricsférico. De acuerdo con este mismo autor el diametro de la placa necesaria para formar la cabeza es aproximada--

mente 22% mayor que el diametro del recipiente, 6 sea.

$$d = 1.22 D$$

d = diametro de la placa necesaria para formar la cabeza

D = diametro del recipiente.

$$W_b = .785 (1.22 D)^2 t_b S$$

Donde t_b = espesor de la placa de la cabeza.

De las ecuaciones anteriores obtenemos la siguiente ecuación de costo;

$$C = (T D L t_c + 1.17 D^2 t_b) S$$

De la ecuación anterior podemos ver que la ecuación de costo es una función directa del diametro y de la longitud de la sección recta.

$$C = F (D , L)$$

Para cualquier relación L/D que usemos el volumen debe ser constante e igual a 2 200 lts - - (77 ft³)

Como el volumen total es la suma del volumen de la sección recta y la suma del volumen de la cabeza, tenemos.

$$V = V_{sr} + 2 V_c$$

V = Volumen Total

V_{sr} = Volumen de la sección recta

V_c = Volumen de la cabeza.

Donde

$$Var = .785 D^2 L$$

$$Vc = .000049 D^3 \quad \text{Para cabezas toriesferi-} \\ \text{cas. Ref (13)}$$

Para esta ecuación

$$Vc = ft^3$$

$$D = in$$

De las ecuaciones anteriores obtenemos la -

siguiente ecuación dimensional.

$$V = \frac{.785 D^2 L \times .5787}{1000} = .000049 D^3 = 77 ft^3$$

$$V = ft^3$$

$$D = in$$

$$L = in$$

De acuerdo con la ecuación anterior obtenemos

la siguiente tabla;

TABLA 5-1

L/D	D in.	L in
1.0	53	53
1.25	50	62
1.50	47	72
1.75	45	79
2.00	43	86

Determinación del espesor de placa para las
diferente relaciones L/D.

TABLA 5-2

L/D	t _c	t _b
1.00	1/4	5/16
1.25	1/4	5/16

1.50	1/4	1/4
1.75	1/4	1/4
2.00	1/4	1/4

La memoria de cálculos para la obtención de estas tablas se encuentra al final del capítulo.

De acuerdo con la ecuación de costo y la Tabla 5-2 obtenemos la tabla 5-3.

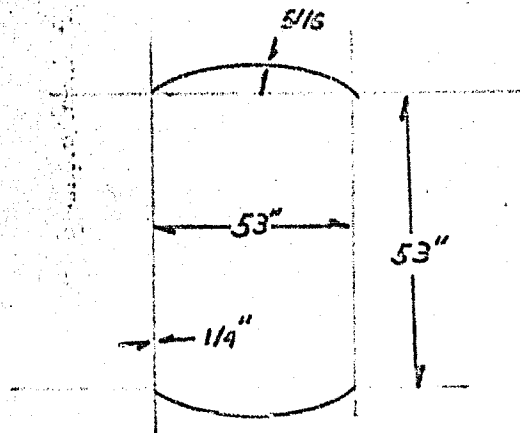
TABLA 5-3

L/D	D	L	t_c	t_b	T D L t_c	$1.17 D^2 t_b$	V	Peso Lb.
1.00	53	53	.25	.3125	2310	1030	3240	905
1.25	50	62	.25	.3125	2440	915	3355	940
1.50	47	72	.25	.25	2650	645	3295	915
1.75	45	79	.25	.25	2800	590	3090	950
2.00	43	86	.25	.25	2900	540	3440	968

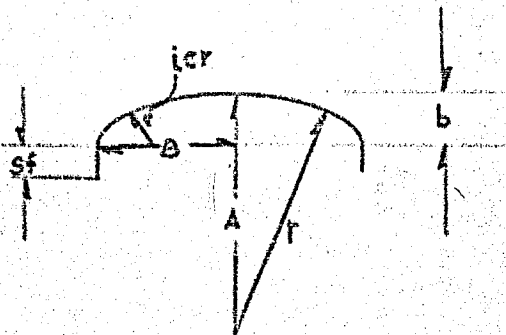
Para estos cálculos se tome $S = .297 \text{ lb} / \text{ft}^3$

De la tabla anterior deducimos que la relación más económica es $L/D = 1$

Dimensiones generales del reactor. De acuerdo con el código A. S. M. E.



Dimensiones de la cabeza.



De acuerdo con el código A.S.M.E.

$$D = 58''$$

$$r = 54''$$

$$icr = 3,25$$

$$b = r - \left[(BC)^2 - (AB)^2 \right]^{1/2}$$

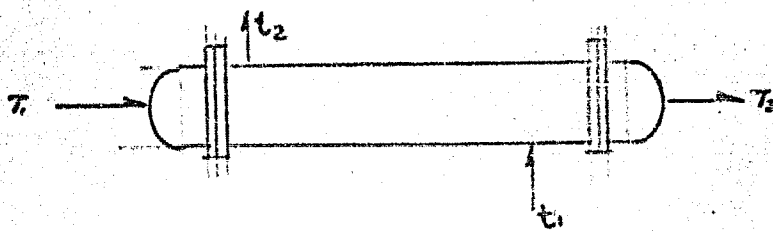
$$AB = D/2 - icr = 58''/2 - 3,25 = 23,25''$$

$$BC = r - icr = 54 - 3,25 = 51,75''$$

$$b = 8''$$

(Ref. 13)

Diseño del Cambiador de Calor.



Determinación de t_1 y t_2

t_1 es el agua que proviene de la torre de enfriamiento. Para nuestro estudio tomamos $t_1 = 28^\circ\text{C}$ que es el agua disponible de la torre de enfria-

miento en Hopyco Industrial que es donde se hizo el trabajo experimental.

t_2 Temperatura de retorno de agua. El límite superior de t_2 corresponde a la temperatura de entrada de diseño de la torre que en nuestro caso es 34°C

$$\Delta t = t_2 - t_1 = 11^\circ \text{C} = 20^\circ \text{F}$$

Calor necesario de remover.

De acuerdo con el capítulo 3 el calor de reacción que es necesario remover es 1 120 000-Btu/hr.

Flujo de Agua Necesario en la Chaqueta.

$$q = m C_p \Delta T$$

$$q = \text{Btu/hr}$$

$$m = \text{masa de agua circulada lb.hr}$$

$$C_p = \text{Calor específico del agua } 1 \text{ Btu/lb } ^\circ \text{F}$$

$$T = \text{Temperatura diferencial}$$

$$m = \frac{1\ 120\ 000}{20 \times 1} = 56\ 000 \text{ lb/hr}$$

Cálculo del Cambiador de Calor.

$T_1 = 158^\circ \text{F}$ que es la temperatura de reacción

$T_2 =$ Como es necesario mantener una temperatura de reacción de 158°F es conveniente tener una diferencia, de temperatura pequeña y un flujo de circulación alto. Nosotros escogemos una diferencial de temperatura de 5°F para no alterar las condiciones de reacción.

Flujo de la Solución.

Debido a que la relación molecular de agua y óxido de etileno es tan grande, las propiedades físicas de esta solución son muy parecidas a las del agua.

$$C_p = 1 \text{ Btu/lb F}$$

Solución circulada M

$$M = Q / T \quad C_p = 1 \quad 120 \quad 000 / 5 \times 1 = 22 \quad 400 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Densidad} = 8.2 \text{ lb/gall}$$

$$\text{GPM} = 466$$

$$\text{in}^3/\text{sec} = 1 \quad 755$$

Tipo de Cambiador de Calor.

Escogemos un cambiador de calor de 1 paso debido a la baja inversión y al bajo costo de mantenimiento.

Lado de los Tubos.

Deben ser de SS-316 debido a las condiciones ligeramente ácidas de la solución.

Diámetro de los Tubos.

Escogemos diámetros de los tubos de 3/4 " -- 1.00 " y 1 1/4 " de diámetro exterior por ser los más comerciales y los de mayor facilidad para ser limpiados.

Espesor de los Tubos.

El espesor lo vamos a determinar con la fórmula de Barlow.

$$t = P D / 2 f$$

$$P = \text{Presión de diseño } 60 \text{ psig}$$

D = Diámetro exterior in

f = ESFUERZO PER. = 18 500 psig para SS-316

t = espesor de pared in

Con los datos anteriores obtenemos la siguiente tabla :

DE	B W G	Area Flujo in ²
3/4	18	.652
1.00	18	.902
1.25	18	1.04

Para mantener un régimen turbulento se recomiendan velocidades de 5-10 ft/sec. Para determinar el número de tubos necesario escogemos una velocidad -- de 10 ft/sec.

Flujo 1 756 in³/sec

Vel 120 in/sec

Area necesaria 14.6 in²

Tubos necesarios:

DE	No Tubos
3/4	22
1.00	16
1 1/4	14

De acuerdo con el diseño standard (Ref. 14) para cambiadores de un paso obtenemos la siguiente tabla:

De	Diam Coraza	Titch	No Tubos	Area Flujo	Vel Ft/sec
3/4	8 in	1 in	37	24 in ²	6.1
1	8 in	1 1/4 in	21	19 in ²	7.8
1 1/4	10 in	1 7/16	20	21 in ²	7

De acuerdo con las velocidades obtenidas y considerando el gradiente de temperatura promedio.

$$T_2 - T_1 / 2 = 155.6 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 - t_1 / 2 = 84 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 71 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De acuerdo con la gráfica del Kern pag 835 - - (Ref 14) obtenemos los siguientes coeficientes de película hi.

De	ft/sec	hi	Btu/ hr F ft ²
3/4	6.1		1050
1.00	7.8		1450
1 1/4	7		1300

Por lo tanto usamos tubos de 1" para obtener un coeficiente de transmisión de calor mayor.

Coefficiente de película en el lado de la Coraza.

Temperatura de entrada 74 °F

Temperatura de salida 94 °F

Flujo = 56 000 lb/hr

Para determinar el coeficiente de película usamos la gráfica de Res contra Jh (Ref 14). Donde Res es un reynolds modificado y Jh es función--

del coeficiente de película h_o .

$$Re_s = D_o G_s / \mu$$

D_o = Diámetro equivalente ft

G_s = lb / hr ft²

μ = viscosidad expresada en lb-ft/hr

Según Kern para tubos de DE 1" con pitch triangu-

lar de 1 1/4"

$$D_o = 0.06 \text{ ft}$$

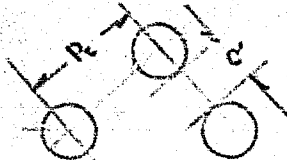
Cálculo de G_s

$$G_s = w / a_s$$

$$w = \text{lb/hr } 56 \text{ 000}$$

$$a_s = ID \times C' \times B / 144 \text{ Pt}$$

ID Diámetro de la coraza 8"



$$Pt = 1.25 \text{''}$$

$$C' = .384 \text{''}$$

B = espacio entre baffles 10"

Con los datos anteriores obtenemos

$$a_s = .17$$

De donde

$$G_s = 266 \text{ 000 Lb/hr ft}^2$$

Como μ l ctp. = 2.42 lb/ft hr

$$Re_s = 6 \text{ 900}$$

de la página 3

56, 57, 58,

46, 47,

~~22, 23, 24, 26, 27~~

22, 23, 24, 26, 27

16, 17, 18, 19, 20, 21,

9, 10, 11, 12, 13, 15

2, 3, 4, 5, 6, 7, 8

Páginas

E.G. Tesis

factor de las
tiende a 1, y-

agua .381 --

-- .38

eficiente de la -

e resistencia debi-

do a los tubos, iente:

$$BWG = 13$$

$$t = .004 \text{ ft}$$

$$k_m = 30 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

donde k_m = conductivida térmica del SS-316 Ref 15)

y de acuerdo con la ecuación

$$1/U_t = 1/h_i + t/k_m + 1/h_o \quad (\text{Ref. 14})$$

Con este valor de Re_s obtenemos de la página 8
en la gráfica (Ref 14)

$$J_h = 46$$

De acuerdo con la ecuación

$$\frac{J_h h_o}{K} = \frac{De}{K} (C u)^{-0.33} \left(\frac{u}{\bar{u}}\right)^{-0.14}$$

y tomando en consideración que el factor de las
viscosidades en el caso del agua tiende a 1, y
los siguientes factores (Ref. 15)

K conductividad térmica del agua .381 --

Btu/hr ft² F/ft

$$46 = .06 h_o / .381 \left(\frac{2.42}{.381} \right)^{-0.33}$$

$$h_o = 540 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

Conociendo los valores de lo coeficiente de la -
película

$$h_i = 1450 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$h_o = 540 \quad "$$

y determinado el coeficiente de resistencia debi-
do a los tubos, que es el siguiente:

$$BWG = 18$$

$$t = .004 \text{ ft}$$

$$k_m = 30 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

donde k_m = conductividad térmica del SS-316 Ref 15)

y de acuerdo con la ecuación

$$1/U_t = 1/h_i + t/k_m + 1/h_o \quad (\text{Ref. 14})$$

Donde U_t es el coeficiente total de transmisión de calor

$$1/U_t = .00069 + .00120 + .00013 = .00202$$

$$U_t = 382 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

Area de enfriamiento requerida

De acuerdo con la ecuación (Ref.14)

$$Q = U_t A \Delta T_{log}$$

$$Q = 1\,120\,000 \text{ Btu/hr}$$

$$U_t = 382 \text{ Btu/hr Ft}^2 \text{ F}$$

$$A = \text{ft}^2$$

$$\Delta T_{log} = 64^\circ \text{F}$$

$$A = 1\,120\,000 / 382 \times 64 = 45.6 \text{ ft}^2$$

Longitud de los tubos requerida.

No tubos 21

Para tubos de 1" la superficie por unidad de longitud es:

$$a = .2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

de donde la longitud de los tubos es:

$$L = 45.6 / 21 \times .2618 = 3.2 \text{ ft.}$$

Si la longitud del cambiador fuera inconveniente para su instalación se puede escoger un cambiador con tubos de 3/4" y con un diámetro de coraza igual a 10" y con 37 tubos.

Suponiendo que el coeficiente de transmisión de calor permaneciera constante el area necesaria

sería 45.6 ft² lo que nos daría una longitud de tubos de 6.3 ft.

Agitación.

Debido a la recirculación tan alta (456 GPM) esto nos cambia el volúmen contenido en el recipiente una vez cada 1.6 min. y tomando en consideración la diferencia de temperatura tan pequeña entre el líquido de entrada y de salida, creemos que no es necesaria un sistema de agitación. Sin embargo es de gran importancia inyectar el óxido de etileno en la parte inferior del reactor para asegurar un tiempo de contacto mayor entre la solución y el óxido de etileno.

Sistemas de Espreas.

La cabeza del reactor debe estar equipada con un sistema de espreas para que toda la solución que retorne sea convertido en pequeñas partículas y aumente así la superficie de contacto con el óxido de etileno que se encuentra en la fase gaseosa.

De acuerdo con el catalogo de la Spraying Systems (Ref 16) escogemos 4 espreas tipo 2 1/2-H-90 con capacidad de 125 GPM c/u con una presión de descarga de 14.7 psig.

Calculo de la Bomba de recirculación.

Flujo de la Bomba 456 Gmp.

Potencia de la bomba.

Para determinar la potencia de la bomba es necesario conocer la caída de presión en el lado de los tubos del cambiador de calor.

De acuerdo con la siguiente formula.

$$P = f \times Gt^2 \times L \times n / 5.22 \times 10^{10} \times D \times S$$

donde $f = F (Gt / u)$

$D =$ diametro exterior de los tboes 1.00"

$Gt =$ lb/hr $t^2 - ft^2$ 266 000/.13 2 000 000

$u =$ viscosidad 2.42 lb / ft hr

Con los datos anteriores obtenemos un Reynolds modificado

$$Rem = 1 \times 2\,000\,000 / 2.42 = 835\,000$$

De acuerdo con este Reynolds y la tabla --

(Ref 14) $f = .0001$

$L =$ longitud de los tubos 8.2 x 21 173 ft

$n =$ número de pasos 1

$s =$ gravedad específica 1 para el agua

Con los datos anteriores obtenemos la siguiente caída de presión;

$$P = 1.3 \text{ psig}$$

Presión de descarga 14.7 psig.

Altura que tiene que vencer la solución 8.2 ft

3.56 psig

Caida total de presión 1.3 14.7 3.56 19.56 psig

Potencia de la Bomba.

$$HP = \frac{GPM \cdot H \cdot s}{3960 \cdot E}$$

H = Presión de descarga requerida expresada en
ft de agua

s = Densidad especifica del líquido

E = Eficiencia de la bomba.

Escogemos una bomba con las siguientes caracterís-
ticas:

$$GPM = 475$$

$$E = 70\%$$

Potencia requerida

$$H = 19.56 \times 2.3 \text{ 45 ft } 20\% \text{ Seguridad } 54 \text{ ft.}$$

$$Hp = 9.6 \text{ por lo tanto usamos un motor de } 10 \text{ HP.}$$

Diseño de un reactor usando el sistema de enfriamien-
to interno.

Consideraciones Generales:

En este tipo de reactores el área de enfriamiento está proporcionada por el área cubierta por la chaqueta más el área del serpentín. Por lo tanto la relación L/D en este tipo de reactores no depende del diseño más económico, sino del área requerida para enfriamiento.

En la página encontramos que el diseño más económico es para una relación L/D 1 y a continuación le seguía la relación L/D 1.5. Para el diseño de este reactor nosotros vamos a usar la relación L/D 1.5 debido al incremento de área necesaria con el diseño usando la relación L/D 1.5 vamos a usar la relación mayor.

Relación L/D 1.5

$$D = 47''$$

$$L = 72''$$

Análisis de Cálculo:

Conocemos el calor total que tenemos que remover y que es igual a 1 120 000 Btu/hr. Parte de este calor va a ser disipado por la chaqueta (Q_c) y la otra parte por el serpentín (Q_s), por lo tanto obtenemos la siguiente relación:

$$Q_t = Q_c + Q_s$$

Donde

$$Q_c = U_c A_c \Delta T_{\log c} = U_c \frac{(T_2 - T_1) - (T_1 - T_2)}{2.3 \log \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_2}}$$

$$2.3 \log \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_2}$$

$$Q_s = U_s A_s T_{\log s} = U_s A_s \frac{(T_2 - T) - (T_1 - T)}{2.3 \log \frac{(T_2 - T)}{T_1 - T}}$$

Por otro lado yo puedo suponer la velocidad de entrada del fluido, y por lo tanto conocer su masa

$$Q_s = m C_p (t_2 - t_1)$$

Como

$U_s = f(u, C_p, s, \text{vel.})$ que todas son variables que puedo conocer con relativa facilidad.

Haciendo un balance de calor tengo:

$$m C_p (t_2 - t_1) = U_s A_s \frac{(t_2 - t) - (t_1 - t)}{2.3 \log \frac{(t_2 - t)}{t_1 - t}}$$

De esta ecuación despejo t_1 y con la ecuación

$$Q_s = m C_p (t_2 - t_1) \text{ conozco } Q_s$$

Procedo de la misma manera del lado de la chacota y calculo:

$$Q_c = m_c C_p (T_2 - T_1)$$

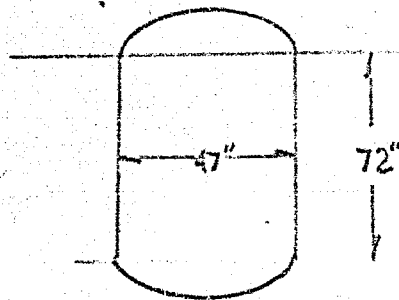
Haciendo un balance de calor

$$m_c C_p (T_2 - T_1) = U_c A_c \frac{(T_2 - T) - (T_1 - T)}{2.3 \log \frac{T_2 - T}{T_1 - T}}$$

Esta serie de cálculos me va a conducir a lo siguiente:

- 1º.) Si Q_c Q_s Q_t El diseño es correcto.
- 2º.) Si Q_c Q_s Q_t El área es sobrada y -
puedo reducirla. Por experiencia práctica he notado que el costo por unidad de área es de 4 a 6 -
veces mayor el de serpentín que el de chaqueta, -
por lo tanto puedo reducir el área del serpentín
- 3º.) Si Q_c Q_s Q_t El área es insuficiente y es necesario cambiar a otro diseño.

Dimensiones Generales del Reactor.



Nivel Superior del Líquido

Vol Cabeza 38 gall l

Vol sección recta/ft 90 gall

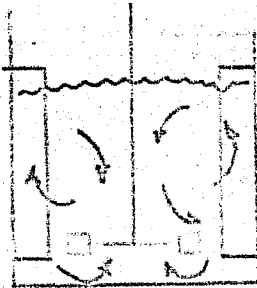
Vol del líquido 478 gall

Altura alcanzada por el líquido 58.56"

Agitación.

El objeto de esta agitación es proporcionar la mejor transferencia de calor y la velocidad de reacción más rápida. Experimentalmente se -

se ha notado que la agitación con turbina es más eficiente para estos propósitos (Ref.17) dando - el siguiente tipo de agitación:



El criterio para determinar el tipo de agitador fue el siguiente: Existen tres tipos de agitadores:

- a.) Hélice marina. El flujo producido es axial.
- b.) Agitador tipo paleta. Produce un flujo radial.
- c.) Agitador tipo turbina. Combina el flujo tipo radial y tipo axial.

Estas condiciones pueden variar si las viscosidades son muy altas o si se introducen baffles. Sin embargo en términos generales se puede decir que si lo que se desea es un alto coeficiente de transmisión de calor se escoge el tipo turbina.

(ref. 18)

Velocidad de agitación.

La ecuación para calcular el coeficiente de películas es el siguiente:

$$h_0 d/k = .17 \left\{ \frac{ND^2 P}{u} \right\}^{.67} \left(\frac{c_p u}{h} \right)^{.37} \left(\frac{d}{D} \right)^{.1} \left(\frac{D}{d} \right)^{.5}$$

(Ref. 18)

Cuando hacemos N mayor estamos aumentando el coeficiente h_0 y por lo tanto la transferencia de calor es mayor y el area se reduce. Experimentalmente se ha notado que el valor maximo que puede alcanzar N es 200 R P M, pues arriba de esa velocidad aire empieza a meterse en el liquido y la transferencia de calor es más pobre. Por lo tanto nosotros vamos a trabajar usando 200 R P M - -

(Ref 18)

Relac on d/D

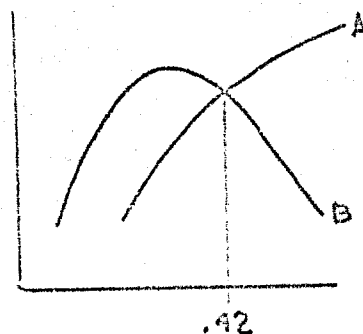
Donde d = diametro de la turbina

D = diametro del tanque

En la ecuación de transferencia de calor esta relación aparece.

$$\left(\frac{d}{D} \right)^{.1}$$

Rushton y Oldstone publicaron la siguiente grafica (Ref 20).



Donde la curva A se refiere a la transmisión

de calor y B a la velocidad de reacción Gas - Líquido.

Por lo tanto nosotros escogemos la relación $d/D = .42$ que es donde se tiene la mayor transferencia de calor y de masa.

$$d = 47 \times .42 = 20''$$

Calculo de U_x .

El coeficiente total de transmisión de calor - está dado por la siguiente ecuación:

$$1/U_x = 1/h_o + t/k + 1/h_i$$

donde h_o = coeficiente de película del líquido

h_i = coeficiente de película dentro de los tubos.

Calculo de h_o .

En la literatura encontramos la siguiente ecuación:

$$\frac{h_o d}{k} = .17 \left(\frac{d_o^2 \rho}{u} \right)^{.37} \left(\frac{C_p u}{k} \right)^{.37} \left(\frac{d}{D} \right)^{.1} \left(\frac{D}{d} \right)^{.5}$$

(Ref 19)

donde h_o Btu/hr ft² F

d_o = diametro exterior del tubo

k = conductividad termica de la solución

N = Vel agitador en rev/hr

d = diametro de la turbina

ρ = densidad lb/ft³

u = viscosidad lb/ft hr

C_p = calor específico

Con los datos anteriores calculamos

$$h_o = 192 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ F}$$

Calculo de h_i

Usamos la ecuación para calcular el coeficiente de película en tubo recto y multiplicamos por 1.20 debido a la rugosidad del tubo (Ref 14).

Anteriormente habíamos escogido tubo de 1" DE CD 10.

Para asegurar una eficiencia alta en la transmisión de calor escogemos una velocidad 10 ft/sec. Con esta velocidad tenemos un flujo de 28 GPM (Ref 21).

$$\text{Flujo} = 13\,770 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Area de Flujo} = .006 \text{ ft}^2$$

$$G = 13\,770 / .006 = 2\,300\,000 \text{ lb/hr ft}^2$$

Con esta masa velocidad y usando las constantes físicas del agua que mencionamos anteriormente obtenemos el siguiente Reynolds:

$$Re = .087 \times 2\,300\,000 / 2.42 = 83\,000$$

Este nos da un factor J_h (Ref 14)

$$J_h = 200$$

$$200 = h_i \times .087 / .381 (2.42 / .381)^{-.83}$$

Coefficiente total de transmisión de calor

Conociendo los valores

$$h_o = 192 \text{ Btu/ hr ft}^2 \text{ F}$$

$$h_i = 1930 \text{ hr ft}^2 \text{ F}$$

Tomando la misma resistencia debida a la pared del tubo, que tomamos en el caso del cambiador del calor.

$$t/K = .00013$$

Tenemos

$$1/Ut = 1/192 + 1/1920 + .00013$$

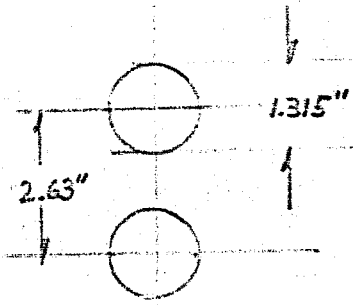
$$Ut = 164$$

De la ecuación de transferencia de calor deducimos t_2 (Usando metodo de tanteo)

$$m C_p (t_2 - t_1) = U_s A_s \frac{(t_2 - T) - (t_1 - T)}{2.3 \log \frac{t_2 - T}{t_1 - T}}$$

En esta ecuación es necesario que conozcamos A_s , que corresponde al area del serpentín sumergida en la solución.

Número de vueltas



$$\text{No vueltas} = 32.6/2.63 = 22$$

$$\text{Longitud total} = 22 \times 2 \times 37/12 = 213 \text{ ft}$$

$$\text{Area } A_s = 213/2.904 \text{ ft}^2/\text{ft}^2 = 73 \text{ ft}^2$$

De la ecuación anterior formamos la siguiente tabla;

$$13\ 770 (t_2 - 74) = 5200 \frac{84 - (158 - t_2)}{\log \frac{84}{158 - t_2}}$$

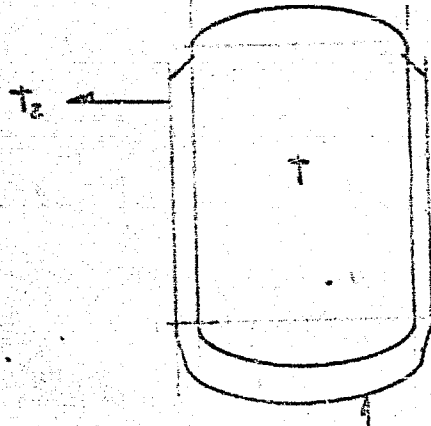
t_2	$t_2 - 74$	A	$158 - t_2$	$84 / 158 - t_2$	$\log 84 / 158 - t_2$	B
100	26	358 000	58	1.45	.1614	340 000
120	46	695 420	38	2.20	.8424	695 000
130	56	771 000	28	3.00	.4771	620 000
135	61	702 270	23	2.54	.4048	650 000

$t_2 = 133$

Una vez determinado t_2 con el balance de calor determinamos Q_s .

$$Q_s = 13\ 770 \times 49 \times 1 = 674\ 730$$

Cálculo de U_c .



Cálculo de h_{oc}

El valor de h_{oc} y de h_{ob} son bastante aproximados debido a que se tiene la misma agitación. De acuerdo con el Kern (Ref. 14) coeficiente de película es aproximadamente menor un 20%, por lo tanto

$$h_{oc} = 192 \times .80 = 154$$

Cálculo de hie

Para este cálculo es necesario tomar el diámetro equivalente.



$$D_e = \sqrt[4]{D_1^3 + D_2^3} / D_1 = 3.5'' = .7 \text{ ft.}$$

De acuerdo con el catálogo Pfaudler el gasto económico tomando en cuenta la potencia de la bomba (ef. 22) el gasto económico es de 60 GPM lo que nos da un flujo en la chaqueta 29 600 lb/hr

$$\text{Area de flujo} = .785 (.7)^2 = .385 \text{ ft}^2$$

$$G = 29\ 600 / .385 = 77\ 000 \text{ lb/hr ft}^2$$

Con este factor determinamos J_h (Ref. 14)

$$J_h = 135$$

De donde

$$135 = h_{oc} \times .7 / .381 \left(2.42 / .381 \right)^{-.33}$$

$$h_{oc} = 131$$

Resistencia debida al espesor de la chaqueta

$$T = .25'' = .02 \text{ ft}$$

$$K = 30 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F/ft}$$

Tomando en consideración los datos anteriores obtenemos el siguiente coeficiente de transmisión de calor

$$1/U_t = 1/131 + 1/150 + .02/30 + .01265$$

$$U_t = 30 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

De acuerdo con la ecuación

$$m \cdot C_p \cdot (T_2 - T_1) = U_c \cdot A_c$$

Cálculo de A_c .

A_c corresponde a el área de la chaqueta ocupada por la parte recta cubierta por la solución más el área de la cabeza.

$$A_c = 3.9 \cdot 4.9 = 1.22 \cdot .785 \cdot 3.9^2 = 60 \text{ ft}^2$$

Procediendo de la misma manera que en el caso anterior determinamos

$$T_2 = 90 \text{ F.}$$

Lo que nos da Q_c

$$Q_c = 29\ 600 \cdot 16 \cdot 1 = 470\ 000 \text{ Btu/Hr}$$

Calor total removido

$$Q_s = 874\ 780 \text{ Btu/hr}$$

$$Q_c = 470\ 000 \quad "$$

$$Q_t = 1\ 144\ 780 \text{ Btu/hr}$$

Por lo tanto el diseño es correcto.

Potencia del Agitador.

De acuerdo con los siguientes datos:

$$D = 47''$$

$$L = 72''$$

$$H = 55.6'' \text{ Altura alcanzada por el líquido.}$$

$$d = 20''$$

De acuerdo con la gráfica presentada por (Foust, (Ref) página 416 obtenemos el siguiente número de Reynolds

$$Nre = \frac{N d S (a)^2}{u}$$

Donde

$$N = 200 \text{ RPM} = 3.3 \text{ RPS}$$

$$S = \text{densidad del agua} \quad 62.4 \text{ lb/ft}^3$$

$$u = L \text{ ctp} \quad .000672 \text{ lb/ft-sec}$$

$$d = 20'' \quad 1.67 \text{ ft}$$

Con los datos anteriores obtenemos el siguiente factor:

$$Nre = 8.6 \times 10^5$$

Para la relación $D/d = 2.3$

$$H/d = 2.9$$

y usando una relación $W/d = .1$ dond W ancho del baffle obtenemos el siguiente factor de potencia:

$$Npo = 7 \quad \text{donde}$$

$$Npo = P \text{ gc} / N^3 S (d)^5$$

Despejando P y substituyendo obtenemos

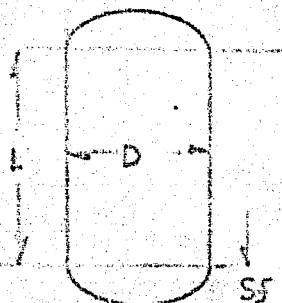
$$P = 635 \text{ ft-lb/sec} / 550 = 1.15 \text{ HP}$$

Por lo tanto usamos un agitador de 1.5 HP.

Memoria de Cálculos.

En esta memoria de cálculos presentamos el procedimiento para determinar el espesor de placa del reactor.

Dimensiones Generales.



Material de Construcción Acero Inoxidable ---

SS-316

Especificaciones ASME SA-167 Gr 11

$f =$ esfuerzo Per. $= 12750$ psig

Presión de Diseño 60 psig

Temperatura de Diseño 70 c

Espesor de placa sujeto a presión interna.

Para determinar el espesor requerido para la presión usamos la siguiente ecuación

$$t = P r / f E - .30$$

$P =$ presión de diseño

$r =$ radio interno $26.5''$

$E =$ eficiencia de soldadura 85% Single Wel--

ded(Ref 13)

Con los datos anteriores determinamos

$t = .1''$ por lo tanto podemos usar $1/8''$

Cabezas sujetas a presión interna.

El código ASME en la siguiente relación para las cabezas sujetas a presión interna.

$$t = .885 P r / f E - .1 P$$

Con esta ecuación y los datos presentados anteriormente obtenemos el siguiente espesor

$$t = .08"$$

por lo tanto $t = 1/8"$ es satisfactorio.

Esfuerzo Debido a Vacío.

El esfuerzo causado por el vacío equivale a una presión externa, y el vacío completo a nivel de mar equivale a 14.7 psig. (Ref 18)

Para determinar el espesor requerido vamos a usar el método de tanteos propuesto por el código ASME (Ref 18)

Espesor de la coraza

$$L = 50"$$

$$D = 60"$$

Relación $L/D = 1$

Suponemos $t = 1/16" = .0625"$ de donde

$$D/t = 850$$

Según la ecuación $P = E S / D/t$

Donde $P =$ presión máxima permisible externa y E es un factor que depende de la relación L/D , temperatura de operación y características físicas del material.

Para el caso anterior $E = 650$ donde

$$P = 650/850 = .72 \text{ psig}$$

Este espesor no es satisfactorio y por lo tanto tenemos que ir a láminas más gruesas. Usando --

$$t = 1/4''$$

$$r/t = 212$$

$$E = 6500$$

$$P = 6500/212 = 30.8 \text{ psig}$$

Por lo tanto esta lámina es satisfactoria.

Cabezas sujetas a presión externa.

Se usa el mismo procedimiento propuesto anteriormente, con la siguiente relación:

$$P = E / rc/100t$$

rc = radio de curvatura de la cabeza. Para cabezas torisféricas $rc = D/2$ D Diámetro del recipiente.

$$\text{Suponiendo } t = 1/4''$$

$$rc/100t = 2.12$$

$$E = 2500$$

$$P = 2500/212 = 11.7'' \text{ psig}$$

Por lo tanto tenemos que ir a una placa mayor.

$$\text{Usando } t = 5/16$$

$$rc/100t = 1.7$$

$$E = 4000$$

$$P = 4000/170 = 23.5 \text{ psig.}$$

Por lo tanto es la placa que usamos.

CAPÍTULO VI

Consideraciones Económicas y Conclusiones.

Costo del Reactor con Enfriamiento Externo.

Para determinar el costo de los equipos, sólo vamos a tomar el costo de material usado en ambos casos, sin que sean elementos repetitivos, esto es que todas las entradas de hombre, boquillas de seguridad y válvula de descarga no se tomarán en cuenta pues tiene los mismos costos incrementales.

Por lo tanto el costo del reactor que aquí aparece no es representativo del costo total, solamente nos indica la posibilidad más económica.

Costo de Materiales.

Material

		Costo Unitario	Costo
Placa SS-316	410 Kg	20.50	8,405
Tubo SS-316 Cod. 10 1"	53 m	148.	7,579
Tubo SS-316 Cod. 10 6"	1 m	1100	1,100
Esquillas 2 1/2-H-90	4	500	2,000
Tubo Co-sa SS-Gr B 3"	3 m	154	462
Brida 6" SS-316	1	1800	1,800
Brida 3" SS-316	4	347	1,388
Bomba 10 HP 475 Gpm	1	15000	15,000
Mano Obra Reactor	30 Hrs.	500	4,000
Mano Obra Cambiador	50 Hrs.	50 0	2,500

Costo Reactor con Enfriamiento Interno

Placa SS-316	417	20.50	8,548
Tubo SS-316 1" O.D. 10	35	143.	9,295
Bridas 1"	2	180.00	360
Brida 2" SS-316	1	1200	1,200
Placa cr-68 Cr.B	400	2.75	1,100
Mano obra Reactor	80 hrs	50	4,000
Mano obra serpentín	25 hrs.	50	1,250
Agitador 1.5 HP 200 RPM A prueba explosión	1	35 000	<u>35 000</u>
			60,858

Costo de Operación:

Los costos de operación equivalen a la energía eléctrica necesaria para mover la bomba o el agitador, según sea el caso.

a.) Sistema con enfriamiento exterior

Potencia consumida 9.8 HP 716 Kw-hr.

Número de horas trabajadas 340x24 8160 hr

Kw = 8160 x 716 = 58 425 Kw

Costo electricidad = .423/Kw (Información Nopco)

Costo Operación = 58 425 x .42 = 24 538

b.) Sistema enfriamiento Interno

Potencia consumida = 1.15 HP = 857 Kw-hr

Mínimo de Horas = 8160 hr

Kw = 8160 x .857 = 6998

Costo Operación = 6998 x .42 = 2 927

Conclusiones.

Para determinar el sistema más económico - usamos el método de las anualidades donde

$$R = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1} = \frac{P}{PF} \quad (\text{Ref. 25})$$

Donde

R = anualidad causada por la inversión fija.

P = Inversión Fija

i = Valor del Dinero 12%

n = Período de operación. Tomamos 10 años - debido a que este es el período permitido de depreciación.

$$\text{Ref } (i=12\%, n=10) = 5.65$$

	Sistema Enf. Externo	Sistema Enf. Interno
Inv. Fija	43 784	60 858
R	7 710	10 700
Costo Operación	<u>24 535</u>	<u>2 987</u>
Anualidad	32 248	13 687

Por lo tanto consideramos que el sistema de enfriamiento interno es más económico para México.

1.) W. Dixon & F.J. Hassey
Introduction To Statistical Analysis
Mc Graw-Hill Book Co.
1957

3.) Ethylene Glycol
Ger Pat 416.604
August 15, 1923

4.) Roundie J. P.
Manufacture of Chemicals From
Coke-oven Gases in France
Our Chem. Soc. Atlantic City Mtg.
April 1947

5.) Davies
Thesis University of Kansas
Al. Ch. E. 1949

7.) Yontz, Romill
U. S. Patent 1875 312
August 30, 1932

8.) Othmer D. & Mahesh T.
Ind & Eng. Ch.
Vol. 50 No. 9 Sept. 1958

9.) J. N. Smith
Chemical Engineering Vintics
Mc Graw-Hill Book Inc.

- 10.) John H. Perry
Chemical Engineer's Hand Book
Fourth Edition
Mc Graw-Hill Book Co. Inc.
- 11.) Ethylene Oxide
Technical Brochure
Jefferson Chemical Co. Inc.
- 12.) Chemical Safety Data Sheet SD-33
Properties & Essential Information for
Safe Handling and Use of Ethylene Oxide.
Adopted 1951
- 13.) Lloyd & Bromwell
Process Equipment Design
Edwin H. Young
John Wiley & Sons
1959
- 14.) Donald Q. Kern
Process Heat Transfer
Mc Graw-Hill Book Co. Inc.
1950
- 15.) Robert & Davidson
Manual for Process Engineering Calculator
Loyal Clarke
Second Edition
Mc Graw-Hill Book Co. Inc.
1952
- 16.) Catalog & Spray System
Spraying System Co.
Bellwood, Ill.
- 17.) J.H. Rushton
J.Y. Oldshue
Mixing- Present Theory And Practice
Chem. Eng. Prog.
Vol. 49 No. 4

- 18.) Henry Rushton
Mixing of Liquids in Chemical Processing
Ind. and Eng. Chem.
Vol. 44 Dec. 1952
- 19.) J. Y. Oldshue & A. T. Gretton
Helical Coil Heat Transfer in Mixing Vessels
Ch. Eng. Prog.
Vol. 50 No. 12
- 20.) J. H. Rushton
J. Y. Oldshue
Ch. Eng. Prog.
Vol. 55, 25, 1959
- 21.) Cameron Hydraulic Data
Ingersoll-Rand Co.
Thirteenth Edition
First Printing
- 22.) Pfaudler Catalog
The Pfaudler Agitating Nozzle
Reprint 504
- 23.) Robert E. Treubal
Mass Transfer Operations
Mc Graw Hill Book Co. Inc.
1955
- 24.) Alan S. Foust
Principles of Unit Operations
John Wiley & Sons
1952
- 25.) Herbert E. Schweyer
Process Engineering Economics
Mc Graw-Hill Book Co. Inc.
1955.