

89  
zej



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

DISEÑO DE UNA COLUMNA EMPACADA PARA  
SECADO DE PEROXIDOS ORGANICOS

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
**INGENIERO QUIMICO**  
P R E S E N T A  
**ALFONSO LOPEZ MENDOZA**



MEXICO, D. F.

1993

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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 está 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.

## INDICE.

	Págs.
RESUMEN .....	1
INTRODUCCION .....	2
<b>CAPITULO I) GENERALIDADES.</b>	
I.1) DESCRIPCION DEL PROCESO .....	4
I.2) CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO .....	7
<b>CAPITULO II) FUNDAMENTOS TEORICOS.</b>	
II.1) UTILIDAD DE LAS COLUMNAS EMPACADAS .....	10
II.2) DESORCION DE GASES .....	12
II.3) DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS .....	15
<b>CAPITULO III) DATOS DEL EQUILIBRIO LIQUIDO-VAPOR</b>	
III.1) ANTECEDENTES .....	25
III.2) COMPOSICION EN LA FASE GASEOS .....	27
III.3) COMPOSICION EN LA FASE LIQUIDA .....	28
III.4) CONSTANTE DE HENRY .....	30
<b>CAPITULO IV) DIMENSIONES DEL EQUIPO</b>	
IV.1) PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	31
IV.2) ALTURA DE UNA UNIDAD GLOBAL DE TRANSFERENCIA ..	44
IV.3) NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES ..	46
IV.4) ALTURA DEL EMPAQUE .....	52
IV.5) DIAMETRO DE LA COLUMNA .....	53
<b>CAPITULO V) CAIDA DE PRESION</b>	
V.1) CAIDA DE PRESION EN EL LECHO EMPACADO .....	55
V.2) CAIDA DE PRESION EN LOS INTERNOS .....	57

	<b>Págs.</b>
V.3) CAIDA DE PRESION TOTAL .....	57
CAPITULO VI) RESULTADOS .....	58
CAPITULO VII) DESCRIPCION DEL EQUIPO .....	59
CAPITULO VIII) COSTO DEL EQUIPO .....	70
CAPITULO IX) CONCLUSIONES .....	71
CAPITULO X) BIBLIOGRAFIA .....	76

## RESUMEN

Hexaquimia S.A. de C.V., fabricante de peróxidos orgánicos tiene la necesidad de eliminar el exceso de humedad de sus compuestos.

Para ello, realizan una operación de secado utilizando sulfato de magnesio. Esta operación no proporciona el grado de secado que requieren los peróxidos para ser comercializados además de que se obtiene una pasta que posteriormente es disuelta en agua y desechada al drenaje. Por tal motivo, se realizó el diseño del presente equipo de transferencia de masa, una columna empacada, que realiza una desorción con transferencia de masa de el líquido al gas, obteniendo así el secado deseado y eliminando el desecho de sulfato de magnesio.

El diseño de la columna se realizó en base a una columna piloto construida previamente y se utiliza como modelo de escalamiento experimental, para obtener los parámetros necesarios.

Para cubrir las necesidades actuales y futuras, se requiere que la columna sea capaz de secar 240 Kg/h reduciendo el contenido de humedad en los peróxidos desde 0.12% hasta una concentración máxima de agua de 0.005% en peso, eliminando el presecado con sulfato de magnesio.

Este trabajo, además de proporcionar el secado requerido, eliminará el desecho de sulfato de magnesio.

## INTRODUCCION.

Los peróxidos orgánicos son compuestos usados ampliamente en la industria de polímeros como iniciadores de reacciones de polimerización que proceden al través de radicales libres.

En estos solventes orgánicos, debido a su carácter higroscópico, el agua es la impureza universal al quedar retenida durante su preparación.

El líquido orgánico en el cual está basado el presente trabajo, debe cumplir con las siguientes especificaciones :

- Contener 0.005 % en peso de agua.
- A su temperatura de almacenamiento más baja posible, no deben formarse cristales de hielo.
- Al diluirlo en isododecano, no debe formarse fase acuosa.

De tal manera que, para lograr este objetivo, el peróxido debe someterse a un proceso de secado.

Los métodos que se han probado son los siguientes :

- Utilizando sulfato de sodio o de magnesio, la cantidad de agua remanente en el peróxido es muy elevada.
- Utilizando mallas moleculares, el contenido de agua en el peróxido puede reducirse hasta valores muy bajos, sin embargo, el líquido queda brumoso teniendo que realizarse un filtrado adicional

que no siempre resulta exitoso. Presentan una capacidad de secado muy baja, teniendo que utilizar una gran cantidad de este agente para lograr el grado de secado requerido y no pueden recircularse para volver a utilizarse.

Debido a las inconveniencias de los métodos anteriores, se propone realizar la operación de secado utilizando un gas inerte, de tal manera que el producto cumpla con las especificaciones requeridas para su comercialización.

## **CAPITULO I**

### **GENERALIDADES**



## 1.1) DESCRIPCION DEL PROCESO.

En la siguiente descripción se hace referencia al diagrama de flujo del proceso mostrado en la figura 1.

Los reactivos provenientes de limite de batería, se alimentan al reactor DC-101, donde es producido el liquido orgánico.

Mediante la bomba GA-101, el liquido orgánico efluente del reactor DC-101, es bombeado al coalescedor FA-101, donde son separadas las fases acuosa y orgánica que lo constituyen.

La fase acuosa es enviada al drenaje mediante un controlador de nivel, mientras que la fase orgánica se alimenta al domo de la columna de secado T-101, empacada con sillota metálica, mediante la bomba GA-102.

El aire necesario para realizar la operación de transferencia de masa, se obtiene del aire atmosférico de limite de batería, el cual pasa a través del compresor GB-101, donde adquiere la presión y el flujo necesarios para pasar a través del paquete de secado autorregenerativo en frio PA-101, de donde por una corriente lateral se dirige a la torre de secado T-101, pasando previamente por una válvula reductora de presión, para alimentarlo finalmente por el fondo de la columna a una temperatura de rocío de  $-40^{\circ}\text{C}$  y a una presión ligeramente superior a la atmosférica.

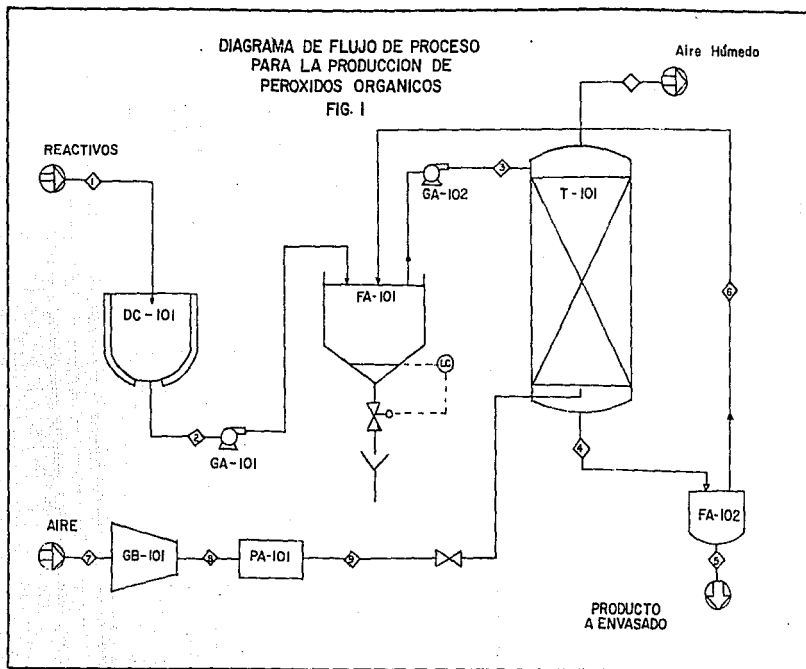
Después de realizado el secado, el aire húmedo es descargado a la atmosfera por el domo de la torre.

El líquido orgánico seco, efluente de la columna T-101, se envía al tanque de almacenamiento FA-102, con el objeto de verificar que cumpla con las especificaciones requeridas, de tal manera que la torre T-101 opere continuamente con un mejor control de condiciones variables de operación y además se provee la posibilidad de recirculación del producto en caso de ser necesario.

El producto que cumple con las especificaciones requeridas es enviado finalmente a envasar.

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
PARA LA PRODUCCION DE  
PEROXIDOS ORGANICOS

FIG. I



## 1.2) CARACTERISTICAS DEL PRODUCTO.

PESO MOLECULAR PROMEDIO: 314.5 Kg/Kmol.

DENSIDAD: 873 Kg/m<sup>3</sup> (18 °C).

VISCOSIDAD: 23 mPa.s a -10 °C  
32 mPa.s a -15 °C  
7 mPa.s a 20 °C

CALOR ESPECIFICO: 0.436 Cal/g °C.

PRESION DE VAPOR: NO DETERMINADA.

SOLUBILIDAD: Soluble en compuestos alifáticos y aromáticos.

Miscible con agua en concentraciones < 1%.

APARIENCIA: Líquido claro.

OLOR: Típico.

PUNTO DE EBULLICION: NO DETERMINADO.

PUNTO DE CONGELAMIENTO: Menor a -30 °C.

TEMPERATURA DE DESCOMPOSICION AUTOACELERADA, (SADT): 20 °C.

FLASH POINT: 75-76 °C.

**REACCIONES PELIGROSAS:**

Puede haber descomposición autoacelerada exotérmica peligrosa a temperaturas mayores a 50 °C o su SADT.

Reacciona violentamente con: ácidos, alcalis, metales y agentes reductores.

**ALMACENAJE:**

Los peróxidos orgánicos deben almacenarse en sus envases originales en un lugar frío, de acuerdo con la temperatura recomendada y protegidos de la luz directa y de cualquier fuente de calor.

**MANEJO:**

Peligro de fuego:

No fumar;

Evitar cualquier fuente de ignición cercana como flama, chispa, etc.

Peligro de explosión:

Evitar cualquier contacto con aceleradores;

Adicionar los componentes separados a la resina;

Evitar contaminación con polvo, metales y en general con productos químicos.

Daño a los ojos y la piel:

Siempre usar lentes de seguridad y guantes protectores.

**TRANSPORTE:**

Los peróxidos orgánicos son sustancias térmicamente inestables que pueden sufrir una descomposición autoacelerada exotérmica.

La temperatura más baja a la cual puede ocurrir la descomposición autoacelerada se denomina SADT y es la que debe utilizarse en el transporte.

**APLICACIONES:**

Principalmente como iniciador en la polimerización del etileno en procesos de reactor tipo autoclave y tubular a altas presiones.

## **CAPITULO II**

### **FUNDAMENTOS TEORICOS**

## II.1) UTILIDAD DE LAS COLUMNAS EMPACADAS.

El propósito fundamental de los equipos usados en operaciones gas-líquido es el de provocar un íntimo contacto entre los dos fluidos, con la finalidad de que se lleve a cabo una difusión en la interfase de los constituyentes.

La transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases y del gradiente de concentración existente entre las mismas.

Los empaques son colocados en las columnas con el objeto de mejorar el contacto entre los líquidos descendentes y los vapores ascendentes. Originalmente el término empaque se refería a pequeños sólidos irregulares que colocados al azar en un lecho dejaban espacios irregulares para el paso a contracorriente del vapor y del líquido. Sin embargo, algunos empaques posteriores han sido tan variados que la única definición que puede darse ahora es: dispositivos de contacto vapor-líquido no clasificables como platos.

Todos los empaques funcionan proporcionando superficies de contacto por las cuales el líquido descendente se distribuye, aumentando de esta manera la interfase vapor-líquido. Algunos de los empaques más modernos funcionan de modo semejante a los platos, en el sentido de que promueven la formación de acumulaciones de líquido y a través de los cuales burbujea el vapor.

Principalmente las columnas empacadas son de gran utilidad en operaciones de transferencia de masa como destilación, absorción



y desorción.

La pequeña aplicación de los empaques para grandes columnas surge de los problemas de canalización. Por lo menos en los empaques antiguos, distribuidos al azar, los vapores y los líquidos tienden a canalizarse a través de las diferentes regiones del empaque y este defecto aumenta conforme crece el diámetro de la columna, en consecuencia, la mayoría de las aplicaciones han sido en columnas pequeñas, en donde la canalización es menos intensa. El uso del empaque para columnas pequeñas se ve favorecido por los problemas de mantenimiento que se presentan cuando las columnas de platos son tan reducidas, que un hombre no puede trabajar con comodidad dentro de ellas.

Las columnas empacadas se usan también para la destilación de corrientes corrosivas, o que por tener puntos de ebullición muy cercanos, requieren demasiadas etapas de equilibrio; y en el de materiales muy viscosos que no son fácilmente manejables en columnas de platos. Son también usadas en los casos en los cuales hay que tener bajas caídas de presión y poca retención de líquidos, como por ejemplo en la destilación de materiales termosensibles.

La construcción de las columnas empacadas es usualmente más simple y por lo tanto son frecuentemente competitivas en costo, con una columna de platos. Consideraciones económicas demuestran que las torres empacadas son favorecidas cuando el diámetro y la altura de la columna no excedan a 50 y 500 cm., respectivamente.

La eficiencia de una torre empacada es mayor a la de platos cuando se manejan líquidos que hacen espuma.

## II.2) DESORCIÓN DE GASES.

La desorción de gases es una operación típica de transferencia de masa. Es la operación unitaria en la cual uno o más componentes volátiles de la fase líquida se transfieren a la fase gaseosa.

La desorción puede realizarse de varios modos, siendo los más importantes:

- Desorción mediante una corriente de gas inerte.
- Desorción por elevación de temperatura (calentamiento y ebullición de la solución).
- Desorción mediante reducción de la presión.

En la desorción mediante una corriente de gas, el líquido se pone en contacto con una corriente de gas inerte y la transferencia de soluto tiene lugar desde el líquido al gas como resultado de la diferencia entre la presión parcial del soluto en el seno del gas y su presión de vapor saturado a la temperatura del líquido.

El término desorción se refiere generalmente a la desorción mediante una corriente de gas inerte y en éste sentido se tratará exclusivamente aquí.

El principal requisito en el diseño de una instalación de desorción es poner el líquido en contacto íntimo con el gas, es decir, proporcionar una superficie interfacial grande y una elevada intensidad de renovación de la misma, para hacer posible la eliminación del gas disuelto.

El contacto de las dos fases puede llevarse a cabo, bien por la fuerza gravitatoria o bien por medios mecánicos.

El equipo usado para poner en contacto un líquido y un gas puede ser, por ejemplo; una torre empacada, una torre de platos o una torre donde el líquido es rociado y la fase ligera se mueve a través de ella.

En general, la fase gaseosa y la fase líquida fluyen a contracorriente a fin de obtener el mayor gradiente de concentración y por lo tanto la mayor velocidad de desorción.

En un proceso de desorción el líquido es el fluido a tratar; por tanto, sus condiciones de entrada (flujo, composición y temperatura) se conocen de ordinario. La temperatura y la composición del gas de entrada y la composición del líquido a la salida se especifican también frecuentemente. Por tanto, los principales objetivos en el diseño de una columna de desorción son la determinación del flujo del agente desorbente y el cálculo de las principales dimensiones del aparato. Dichos objetivos pueden alcanzarse calculando, para un gas inerte elegido y un determinado flujo del mismo, el número de unidades de transferencia teóricas de separación y convirtiendo éstas, por medio de las relaciones existentes en unidades reales de altura de columna.

Existen tres aspectos importantes en el diseño de una torre de desorción y estos son los siguientes :

- 1.- Datos del equilibrio Líquido-Vapor del sistema a fin de determinar el grado máximo de separación.

2.- Datos sobre el flujo de líquido y gas manejados para determinar el tamaño del equipo.

3.- Los datos de equilibrio y los balances de materia se utilizan, en combinación, con las relaciones peculiares al proceso de desorción, para determinar el número de etapas en equilibrio, (platos teóricos o unidades de transferencia), necesarios para la separación deseada. La dificultad en la separación, depende tanto del grado de recuperación deseada, como de las características del equilibrio del sistema considerado.

Si no ha de recuperarse el soluto del gas se emplea aire como medio desorbente.

### II.3) DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS.

En las columnas empacadas, las dos fases están en contacto a lo largo de la altura de la torre. La concentración del componente que se transfiere, varía en cada fase a medida que fluye a través de la columna, por tanto, la fuerza impulsora de la concentración varía a lo largo de la altura de la columna. También varían las velocidades de flujo de las fases y los coeficientes de transferencia de masa. Para enfrentarse a estas variaciones, es necesario describir la velocidad de transferencia de masa para una altura diferencial de columna y entonces, integrarla sobre una altura total.

Considerando una torre empacada de sección transversal unitaria, como la que se muestra en la fig.(II). En operaciones de estado estable, (estado estacionario), un balance de masa con respecto a una sección diferencial de la torre da :

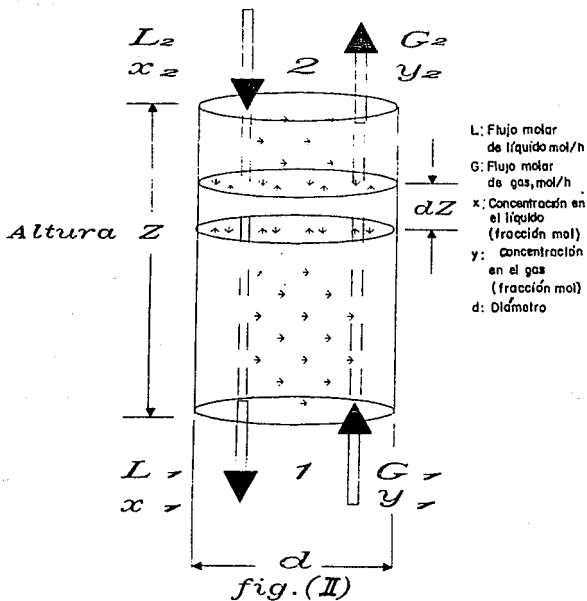
$$dL = dG \text{ ————— } (1)$$

Con respecto a la misma sección el balance de composición es:

$$d(L \cdot x) = d(G \cdot y) \text{ ————— } (2)$$

Lo que significa que la rapidez con la cual el soluto alcanza la interfase del líquido, debe ser igual a aquella con la cual se

## COLUMNA EMPACADA DE SECCION TRANSVERSAL UNITARIA



difunde en el gas.

La ec. (2), relaciona las composiciones globales de las dos fases en contacto en cualquier punto a lo largo de la torre.

La superficie efectiva total para la transferencia de masa, como resultado de esparcir el líquido en una película sobre el empaque, es  $S$  por sección transversal unitaria de la torre.

Esta superficie se describe como el producto de una superficie interfacial específica,  $a$  por el volumen empacado  $Z$ , o altura.

$$S = a \cdot Z \quad \text{-----} \quad (3)$$

$a$  = superficie/volumen de empaque.

$Z$  = volumen/sección transversal unitaria de la torre.

En el volumen diferencial considerado :

$$dS = a \cdot dZ \quad \text{-----} \quad (4)$$

Tomando en cuenta las consideraciones siguientes :

- La transferencia de masa se lleva a cabo de la fase líquida,  $L$ , a la fase gaseosa,  $G$ .

- La solución que se tiene es binaria y sólo un componente se transfiere.

- La velocidad de transferencia de masa es elevada.

- La resistencia a la transferencia de masa se encuentra principalmente en la fase líquida.

Se tiene que la cantidad de soluto A, en el líquido que pasa a la sección diferencial de la torre que se está considerando es :

$$L \cdot x : \text{ moles de A / tiempo (área)}$$

y la rapidez de transferencia de masa es :

$$d(L \cdot x) : \text{ moles de A / tiempo (volumen diferencial)} \text{ ——— (5)}$$

Cuando una torre empacada se hace funcionar en la forma usual como un absorbedor o desorbedor a contracorriente para la transferencia de soluto entre el gas y el líquido, la rapidez de la transferencia del soluto puede calcularse a partir de los valores medidos de la rapidez de flujo de gas y de líquido y de las concentraciones totales del soluto en las corrientes entrantes y salientes.

Puesto que el área interfacial entre el gas y el líquido no se mide directamente por dichos experimentos, la rapidez puede determinarse como el producto del flux y del área interfacial total.



$$d(L*x) = Na*dS = Na*a*dZ \quad \text{-----} \quad (6)$$

En este caso el flux puede determinarse mediante :

$$Na = [Na/(Na + Nb)]*F*ln([Na/(Na + Nb)] - x)/([Na/(Na + Nb)] - x)$$

como  $Nb = 0$  :  $Na/(Na + Nb) = 1$  y :

$$Na = F*ln[(1 - x)/(1-x)] \quad \text{-----} \quad (7)$$

donde F es un coeficiente de transferencia de masa global debido a la imposibilidad de medir las concentraciones del soluto en la interfase gas-liquido.

de (6):

$$Na = d(L*x)/a*dZ \quad \text{-----} \quad (8)$$

En términos de  $L_s$ , el disolvente liquido, que no varia, la ec.(5) que resulta es :

$$d(L*x) = d(L_s*x/(1-x)) = L_s*dx/(1-x)^2 = L*dx/(1-x) \quad \text{---} \quad (9)$$

Sustituyendo (9) en (8) :

$$Na = L*dx/(1-x)*a*dZ \quad \text{-----} \quad (10)$$

De (7) y (10) :

$$L \cdot dx / (1-x)^a \cdot dZ = F \cdot \ln[(1-x^*) / (1-x)] \quad (11)$$

despejando dZ e integrando de 0 a Z :

$$Z = \int_0^Z dZ = \int_{x1}^{x2} L \cdot dx / F \cdot a \cdot (1-x)^a \cdot \ln[(1-x^*) / (1-x)] \quad (12)$$

COMO :

$$(x - x^*) = (1-x^*) - (1-x)$$

multiplicando por  $((1-x^*) - (1-x))$  y dividiendo entre  $(x - x^*)$  la ec.(12) :

$$Z = \int_{x1}^{x2} L \cdot dx \cdot [(1-x^*) - (1-x)] / F \cdot a \cdot (1-x)^a \cdot \ln[(1-x^*) / (1-x)] \cdot (x - x^*) \quad (13)$$

el promedio logaritmico se define como :

$$(1-x^*)_{ml} = [(1-x^*) - (1-x)] / \ln[(1-x^*) / (1-x)] \quad (14)$$

Sustituyendo (14) en (13) :

$$Z = \int_{x1}^{x2} L \cdot (1-x^*)_{ml} \cdot dx / F \cdot a \cdot (1-x)^a \cdot (x - x^*) \quad (15)$$

Definiendo una altura de una unidad de transferencia del liquido global como :

$$HTOL = L / F \cdot a \quad (16)$$

Sustituyendo (16) en (15) :

$$Z = HTOL \int_{x1}^{x2} (1-x^*)ml dx / (1-x)(x-x^*) \quad (17)$$

El resto de la integral se conoce como el número de unidades de transferencia globales :

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} (1-x^*)ml dx / (1-x)(x-x^*) \quad (18)$$

Por lo tanto :

$$Z = HTOL * NTOL \quad (19)$$

Sustituyendo  $(1-x^*)ml$  por  $[(1-x^*) + (1-x)]/2$  en la ec.(18) :

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} dx / (x-x^*) + \frac{1}{2} \ln(1-x2/1-x1) \quad (20)$$

## SOLUCIONES DILUIDAS.

Cuando la mezcla líquida está diluida, la ec.(20) se reduce a:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{x-x^*} \text{-----} (21)$$

Si la solución está diluida, la ec.(2) queda :

$$L \cdot dx = G \cdot dy \text{-----} (22)$$

Integrando la ec.(22) desde el domo hasta el fondo, la línea de operación es :

$$L \cdot (x2-x1) = G \cdot (y2-y1) \text{-----} (23)$$

Si la composición del líquido en equilibrio está dada por:

$$x^* = (y-r)/H \text{-----} (24)$$

La ec.(21) puede simplificarse. Sustituyendo los términos apropiados de las ecuaciones (22), (23) y (24) resulta :

$$NTOL = (x2 - x1)/(x - x^*) \cdot ml \text{-----} (25)$$

## SOLUCIONES DILUIDAS, LEY DE HENRY.

Si se aplica la ley de Henry, la composición en equilibrio de la fase líquida se define mediante :

$$x^* = y/H \quad \text{-----} \quad (26)$$

ecuación que representa la línea de equilibrio.

Integrando la ecuación (22) desde el fondo hasta un punto cualquiera de la columna, la línea de operación es :

$$y = (L/G)(x-x_1) + y_1 \quad \text{-----} \quad (27)$$

Sustituyendo (27) en (26) :

$$x^* = (L/H*G)(x-x_1) + y_1/H \quad \text{-----} \quad (28)$$

Para soluciones diluidas, el número de unidades de transferencia globales se determina mediante la ecuación (21) :

$$NTOL = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x-x^*}$$

Sustituyendo el valor de  $x^*$  :

$$NTOL = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - (L/H*G)x + (L/H*G)x_1 - y_1/H} \quad \text{-----} \quad (29)$$

El factor de absorción se define como :

$$A = L/H*G \text{ ————— (30)}$$

Sustituyendo (30) en (29) e integrando :

$$NTOL = \frac{\ln\left[\frac{(x_2 - y_1/H)/(x_1 - y_1/H) * (1 - A) + A}{(1 - A)}\right]}{(1 - A)} \text{ ————— (31)}$$

Cuando se tienen soluciones diluidas, y el equilibrio líquido-vapor del sistema cumple la ley de Henry; las líneas de equilibrio y operación son rectas y el número de unidades de transferencia globales se puede obtener a partir de las composiciones de la fase líquida a la entrada ( $x_2$ ), y salida ( $x_1$ ), de la columna, de la composición del gas a la entrada ( $y_1$ ), de los flujos de líquido ( $L$ ) y gas ( $G$ ) manejados y la pendiente de la línea de equilibrio utilizando la expresión (31).

### **CAPITULO III**

#### **DATOS DEL EQUILIBRIO**

#### **LIQUIDO - VAPOR**

#### **DEL SISTEMA**

### III.1) ANTECEDENTES.

LIQUIDO : Solución Peróxido + Agua.

GAS : Aire Seco.

Presión del sistema : 586 mmHg.

Para cantidades de agua menores al 2% en peso de agua en el peróxido, se considera a la solución diluida y está justificado que al equilibrio :

AGUA peróxido  $\rightleftharpoons$  AGUA gas

puede aplicarse la ley de Henry :

$$P_i = H \cdot W_i$$

donde :

$P_i$  = Presión de vapor saturado.

$W_i$  = Solubilidad máxima del agua en el peróxido.

$H$  = Constante de Henry.

Como la ecuación que describe el equilibrio liquido-vapor del sistema corresponde a una línea recta, la constante de Henry representa la pendiente de la línea de equilibrio.



Si se dispone de datos experimentales y/o teóricos, para la presión y temperaturas deseadas, de  $P_i$  y  $W_i$ , se puede obtener el valor de la constante de Henry, que permite realizar el trazo de la línea de equilibrio a la temperatura deseada.

### III.2) COMPOSICION EN LA FASE GASEOSA

Se obtiene de la literatura, (*Handbook of Chemistry and Physics*), donde se encuentran reportados los siguientes valores de presiones de vapor de agua saturado ,  $P_i$  :

T (°C)	$P_i$ (mmHg)
-10	2.149
- 8	2.514
- 5	3.163
- 3	3.673
- 2	3.956
0	4.579
2	5.294
4	6.101
5	6.543
6	7.013
8	8.045
10	9.209
12	10.518
14	11.987
15	12.788
16	13.634
18	15.477
20	17.535

### III.3) COMPOSICION EN LA FASE LIQUIDA

Se determina calculando la solubilidad máxima del agua en el peróxido,  $W_i$ .

La solubilidad máxima del agua en el peróxido se determina colocando las cantidades necesarias de agua y peróxido en un reactor, a la presión y temperatura deseadas, manteniendo agitación constante durante una hora.

Después de este tiempo, mediante el método de Karl Fischer, se determina el contenido de agua en el peróxido obteniendo los siguientes resultados :

T (°C)	W <sub>18</sub> (mg/Kg)
-10	0.038075
- 8	0.040580
- 5	0.047000
- 3	0.051160
- 2	0.055800
0	0.067500
2	0.072000
4	0.077000
5	0.080000
6	0.082000
8	0.087000
10	0.092000
12	0.097000
14	0.102000
15	0.104500
16	0.107000
18	0.111000
20	0.115935

III.4) CONSTANTE DE HENRY, H.

<i>T</i> (°C)	<i>WT</i> % (mg.Kg)	<i>P</i> <sub>i</sub> (mmHg)	<i>Fraccion Mol</i> <i>x</i> <i>y</i>		<i>H</i>
-10	0.038075	2.149	0.006611	0.003667	0.554710
-8	0.04058	2.514	0.007043	0.004290	0.609117
-5	0.047	3.163	0.008148	0.005397	0.662376
-3	0.05116	3.673	0.008864	0.006267	0.707113
-2	0.0558	3.956	0.009660	0.006750	0.698795
0	0.0675	4.579	0.011664	0.007813	0.669920
2	0.072	5.294	0.012432	0.009034	0.726651
4	0.077	6.101	0.013285	0.010411	0.783679
5	0.08	6.543	0.013795	0.011165	0.809332
6	0.082	7.013	0.014136	0.011967	0.846585
8	0.087	8.045	0.014986	0.013728	0.916095
10	0.092	9.209	0.015834	0.015715	0.992455
12	0.097	10.518	0.016681	0.017948	1.075969
14	0.102	11.987	0.017527	0.020455	1.167080
15	0.1045	12.788	0.017949	0.021822	1.215773
16	0.107	13.634	0.018371	0.023266	1.266431
18	0.111	15.477	0.019045	0.026411	1.386714
20	0.115935	17.535	0.019876	0.029923	1.505431

## **CAPITULO IV**

### **DIMENSIONES DEL EQUIPO**

#### IV.1) PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El peróxido efluente del reactor, con una concentración de agua de 2000 ppm, es tratado con sulfato de magnesio anhidro, con lo cual se logra disminuir su contenido de humedad hasta 350 ppm.

El líquido orgánico tratado con el sulfato, se alimenta por el domo de la columna piloto a razón de 108 Kg/h, a 5 °C y presión atmosférica. A contracorriente, se alimentan 60 Kg/h de aire seco a 15 °C y a la temperatura de bulbo húmedo de 4 °C.

Operando a estas condiciones, el líquido orgánico sale de la columna a 15 °C conteniendo 100 ppm de agua.

Para estas condiciones de operación, se realizan los siguientes cálculos :

**CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES: NTOL**

**PROCESO ISOTERMICO**

**CONDICIONES DE OPERACION**

**Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 5**

**Presión, (mmHg), = 586**

**Flujo de Líquido, (Kmol/h), L = 0.343400**

**Flujo de Gas, (Kmol/h), G = 2.070000**

**Constante de Henry, H = 0.81**

**Composición inicial del líquido,  $x_2 = 0.006080$**

**Composición final del líquido,  $x_1 = 0.001744$**

**Composición inicial del gas,  $y_1 = 0.001000$**



LAS CONDICIONES DE OPERACION PRODUCEN LOS SIGUIENTES RESULTADOS :

	x	y	x*
x1=	0.001744	0.001000	0.001235
	0.001832	0.001015	0.001253
	0.001921	0.001029	0.001271
	0.002009	0.001044	0.001289
	0.002098	0.001059	0.001307
	0.002186	0.001073	0.001325
	0.002275	0.001088	0.001343
	0.002363	0.001103	0.001361
	0.002452	0.001117	0.001380
	0.002540	0.001132	0.001398
	0.002629	0.001147	0.001416
	0.002717	0.001161	0.001434
	0.002806	0.001176	0.001452
	0.002894	0.001191	0.001470
	0.002983	0.001206	0.001488
	0.003071	0.001220	0.001506
	0.003160	0.001235	0.001525
	0.003248	0.001250	0.001543
	0.003337	0.001264	0.001561
	0.003425	0.001279	0.001579
	0.003514	0.001294	0.001597
	0.003602	0.001308	0.001615
	0.003691	0.001323	0.001633
	0.003779	0.001338	0.001651
	0.003868	0.001352	0.001670
	0.003956	0.001367	0.001688
	0.004045	0.001382	0.001706
	0.004133	0.001396	0.001724
	0.004222	0.001411	0.001742
	0.004310	0.001426	0.001760
	0.004399	0.001440	0.001778
	0.004487	0.001455	0.001796
	0.004576	0.001470	0.001815
	0.004664	0.001484	0.001833
	0.004753	0.001499	0.001851
	0.004841	0.001514	0.001869
	0.004930	0.001528	0.001887
	0.005018	0.001543	0.001905
	0.005107	0.001558	0.001923
	0.005195	0.001573	0.001941
	0.005284	0.001587	0.001960
	0.005372	0.001602	0.001978
	0.005461	0.001617	0.001996
	0.005549	0.001631	0.002014
	0.005638	0.001646	0.002032
	0.005726	0.001661	0.002050
	0.005815	0.001675	0.002068
	0.005903	0.001690	0.002086
	0.005992	0.001705	0.002104
x2=	0.006080	0.001719	0.002123

MEDIANTE INTEGRACION NUMERICA

LA REGLA DEL TRAPECIO:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{(1-x^*)m1 dx}{(1-x)(x-x^*)} = 2.533006$$

LA REGLA DE SIMPSON:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{(1-x^*)m1 dx}{(1-x)(x-x^*)} = 2.478116$$

SUSTITUYENDO:  $(1-x)m1$  por  $[(1-x^*)+(1-x)]/2$  :

LA REGLA DEL TRAPECIO:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x2}{1-x1} = 2.528698$$

LA REGLA DE SIMPSON:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x2}{1-x1} = 2.473837$$

CONSIDERANDO QUE LA SOLUCION ESTA DILUIDA:

LA REGLA DEL TRAPECIO:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} = 2.528407$$

LA REGLA DE SIMPSON:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} = 2.473653$$

UTILIZANDO:

$$NTOL = \frac{x2 - x1}{(x - x^*)_{m1}} = 2.578045$$

Considerando SOLUCION DILUIDA y que sigue la LEY DE HENRY :

$$NTOL = \frac{\ln \left[ \frac{x2 - y1/m}{x1 - y1/m} * (1-\lambda) + \lambda \right]}{(1-\lambda)} = 2.578045$$

CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES: NTOL

PROCESO ISOTERMICO

CONDICIONES DE OPERACION

Temperatura ( $^{\circ}\text{C}$ ) = 15

Presión, (mmHg), = 586

Flujo de Líquido, (Kmol/h),  $L = 0.343400$

Flujo de Gas, (Kmol/h),  $G = 2.070000$

Constante de Henry,  $H = 1.22$

Composición inicial del líquido,  $x_2 = 0.006080$

Composición final del líquido,  $x_1 = 0.001744$

Composición inicial del gas,  $y_1 = 0.001000$

LAS CONDICIONES DE OPERACION PRODUCEN LOS SIGUIENTES RESULTADOS :

	x	y	x*
x1=	0.001744	0.001000	0.000823
	0.001832	0.001015	0.000835
	0.001921	0.001029	0.000847
	0.002009	0.001044	0.000859
	0.002098	0.001059	0.000871
	0.002186	0.001073	0.000883
	0.002275	0.001088	0.000895
	0.002363	0.001103	0.000907
	0.002452	0.001117	0.000919
	0.002540	0.001132	0.000931
	0.002629	0.001147	0.000943
	0.002717	0.001161	0.000955
	0.002806	0.001176	0.000967
	0.002894	0.001191	0.000979
	0.002983	0.001206	0.000992
	0.003071	0.001220	0.001004
	0.003160	0.001235	0.001016
	0.003248	0.001250	0.001028
	0.003337	0.001264	0.001040
	0.003425	0.001279	0.001052
	0.003514	0.001294	0.001064
	0.003602	0.001308	0.001076
	0.003691	0.001323	0.001088
	0.003779	0.001338	0.001100
	0.003868	0.001352	0.001112
	0.003956	0.001367	0.001124
	0.004045	0.001382	0.001136
	0.004133	0.001396	0.001149
	0.004222	0.001411	0.001161
	0.004310	0.001426	0.001173
	0.004399	0.001440	0.001185
	0.004487	0.001455	0.001197
	0.004576	0.001470	0.001209
	0.004664	0.001484	0.001221
	0.004753	0.001499	0.001233
	0.004841	0.001514	0.001245
	0.004930	0.001528	0.001257
	0.005018	0.001543	0.001269
	0.005107	0.001558	0.001281
	0.005195	0.001573	0.001293
	0.005284	0.001587	0.001306
	0.005372	0.001602	0.001318
	0.005461	0.001617	0.001330
	0.005549	0.001631	0.001342
	0.005638	0.001646	0.001354
	0.005726	0.001661	0.001366
	0.005815	0.001675	0.001378
	0.005903	0.001690	0.001390
	0.005992	0.001705	0.001402
x2=	0.006080	0.001719	0.001414

MEDIANTE INTEGRACION NUMERICA

LA REGLA DEL TRAPECIO:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{(1-x^*)m1 dx}{(1-x)(x-x^*)} = 1.843533$$

LA REGLA DE SIMPSON:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{(1-x^*)m1 dx}{(1-x)(x-x^*)} = 1.812822$$

SUSTITUYENDO:  $(1-x)m1$  por  $[(1-x^*)+(1-x)]/2$  :

LA REGLA DEL TRAPECIO:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x2}{1-x1} = 1.839225$$

LA REGLA DE SIMPSON:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-x2}{1-x1} = 1.808543$$

CONSIDERANDO QUE LA SOLUCION ESTA DILUIDA:

LA REGLA DEL TRAPECIO:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} = 1.838078$$

LA REGLA DE SIMPSON:

$$NTOL = \int_{x1}^{x2} \frac{dx}{(x-x^*)} = 1.807489$$

UTILIZANDO:

$$NTOL = \frac{x2 - x1}{(x - x^*)_{ml}} = 1.874956$$

Considerando SOLUCION DILUIDA y que sigue la LEY DE HENRY :

$$NTOL = \frac{\ln \left[ \frac{x2 - y1/m}{x1 - y1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 1.874956$$

CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES: NTOL

PROCESO NO ISOTERMICO

CONDICIONES DE OPERACION

Presión, (mmHg) = 586

Temperatura Inicial, (°C) = 5

Temperatura Final, (°C) = 15

Flujo de Líquido, (Kmol/h), L = 0.343400

Flujo de Gas, (Kmol/h), G = 2.070000

Composición inicial del líquido,  $x_2 = 0.006080$

Composición final del líquido,  $x_1 = 0.001744$

Composición inicial del gas,  $y_1 = 0.001000$

LAS CONDICIONES DE OPERACION PRODUCEN LOS SIGUIENTES RESULTADOS :

	x	y
$x_1 =$	0.001744	0.001000
	0.002363	0.001103
	0.002983	0.001206
	0.003602	0.001308
	0.004222	0.001411
	0.004841	0.001514
	0.005461	0.001617
$x_2 =$	0.006080	0.001719



Considerando SOLUCION DILUIDA y que sigue la LEY DE HENRY :

Para el 1 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.529767$$

Para el 2 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.371314$$

Para el 3 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.292930$$

Para el 4 Intervalo :

$$\text{NTOL} = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.244723$$

Para el 5 Intervalo :

$$\text{NTOL} = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.211414$$

Para el 6 Intervalo :

$$\text{NTOL} = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.188129$$

Para el 7 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.167132$$

Para la altura total :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 2.005408$$

## IV.2) ALTURA DE UNA UNIDAD GLOBAL DE TRANSFERENCIA

### HTOL

Se ha considerado que la resistencia principal a la transferencia de masa está en el líquido, y que la altura del empaque esta definida como :

$$Z = HTOL \cdot NTOL$$

En la columna piloto,  $Z = 1.33$  m.

El cálculo del número de unidades de transferencia globales, NTOL, en el equipo piloto, se realizó :

- Considerando al proceso isotérmico para las temperaturas de la corriente líquida entrante,  $5$  °C, y saliente,  $15$  °C, y

- Considerando la variación de la temperatura de  $5$  a  $15$  °C en el intervalo de concentraciones entre  $x_1 = 0.001744$  y  $x_2 = 0.00608$ .

En éste rango de concentraciones, los valores del NTOL así obtenidos no difieren considerablemente (NTOL<sub>5°C</sub> = 2.578045, NTOL<sub>15°C</sub> = 1.874956 y NTOL<sub>5-15°C</sub> = 2.005408).

Para obtener el valor de la altura de una unidad global de transferencia del liquido, *HTOL*, se decide utilizar :

$$NTOL = 2.578045$$

debido a que de esta manera, se tendra un margen de seguridad al quedar las otras dos opciones cubiertas.

Para ;  $Z = 1.33$  m y  $NTOL = 2.578045$  :

$$HTOL = 0.515895 \text{ m.}$$

#### IV.3) NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES NTOL

Analizando las condiciones de operación en el equipo piloto, sabemos que el proceso no es isotérmico, y que el intercambio de calor sensible con el gas es lo que provocará el aumento en la temperatura de la corriente líquida, así como también conocemos la temperatura y concentración del aire seco que se utilizará en la desorción.

Se requieren alimentar a la columna 240 Kg/h de peróxido a 5°C y presión atmosférica, para reducir su contenido de humedad de 1200 ppm hasta 50 ppm.

En combinación del balance de materia y los datos de equilibrio correspondientes, se calcula que el flujo mínimo de aire seco que se debe alimentar a contracorriente es :

$$G_m = 0.96057 \text{ Kmol/h.}$$

y de los datos obtenidos en la columna piloto, se obtiene la siguiente relación :

$$(L/G)_{op} = 5(L/G)_m$$

por lo tanto, se requieren :

$$G = 4.80285 \text{ Kmol/h} = 140 \text{ Kg/h}$$

de aire seco.

Para estas condiciones de operación, utilizando los datos de equilibrio comprendidos entre 5 y 15 °C, se realiza el siguiente cálculo :

CALCULO DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBALES: NTOL

PROCESO NO ISOTERMICO

CONDICIONES DE OPERACION

Presión, (mmHg) = 586

Temperatura Inicial, (°C) = 5

Temperatura Final, (°C) = 15

Flujo de Líquido, (Kmol/h), L = 0.763120

Flujo de Gas, (Kmol/h), G = 4.802850

Composición inicial del líquido,  $x_2 = 0.020560$

Composición final del líquido,  $x_1 = 0.000873$

Composición inicial del gas,  $y_1 = 0.001000$

LAS CONDICIONES DE OPERACION PRODUCEN LOS SIGUIENTES RESULTADOS :

	x	y
$x_1 =$	0.000873	0.001000
	0.003685	0.001447
	0.006498	0.001894
	0.009310	0.002341
	0.012123	0.002787
	0.014935	0.003234
	0.017748	0.003681
$x_2 =$	0.020560	0.004128



Considerando SOLUCION DILUIDA y que sigue la LEY DE HENRY :

Para el 1 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 4.487555$$

Para el 2 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.798801$$

Para el 3 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.480309$$

Para el 4 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.348359$$

Para el 5 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.275719$$

Para el 6 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.230161$$

Para el 7 Intervalo :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 0.197031$$

Para la altura total :

$$NTOL = \frac{\text{Ln} \left[ \frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m} * (1-A) + A \right]}{(1-A)} = 6.817267$$

#### IV.4) ALTURA DEL EMPAQUE.

Utilizando el número de unidades globales de transferencia del líquido,  $NTOL = 6.817267$ , obtenido para el cambio total de concentración, y la altura de una unidad global de transferencia del líquido,  $HTOL = 0.515895$  m., obtenida experimentalmente, la altura de empaque que se requiere es :

$$Z = HTOL * NTOL$$

$$Z = 0.515895 * 6.817267$$

$$Z = 3.52 \text{ m.}$$

Para compensar los efectos de mala distribución del líquido, se recomienda incrementar en un 10 % la altura de empaque calculada, por lo tanto :

$$Z = 3.52 * 1.1 = 3.872 \text{ m.}$$

#### IV.5) DIAMETRO DE LA COLUMNA

El diámetro de la columna depende de las condiciones de inundación.

La velocidad de inundación se calcula utilizando la siguiente ecuación:

$$\ln \frac{G_m^2 a}{g \epsilon^3 \rho_l \rho_g} \left( \frac{\mu_l}{\mu_w} \right)^{0.2} = -4 \left( \frac{L}{G} \right)^{1/4} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l} \right)^{1/8}$$

donde:

$G_m^2$  = Velocidad de inundación expresada como flujo másico de la fase gaseosa por unidad de área de sección transversal de la columna, (Kg/h\*m<sup>2</sup>).

$a$  = Área interfacial efectiva de contacto, (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>).

$g$  = Aceleración debida a la gravedad, (9.81 m/s<sup>2</sup>).

$\epsilon$  = Fracción de huecos.

$\rho_l$  = Densidad del liquido, (Kg/m<sup>3</sup>).

$\rho_g$  = Densidad del gas, (Kg/m<sup>3</sup>).

$\mu_l$  = Viscosidad del liquido, (cp).

$\mu_w$  = Viscosidad del agua a 20 °C, (1 cp).

$G$  = Flujo másico de la fase gaseosa, (Kg/h).

$L$  = Flujo másico de la fase líquida, (Kg/h).

De las condiciones de operación obtenidas en la columna piloto, se encuentra que la columna opera satisfactoriamente para un 20 % de la velocidad de inundación.

Utilizando la ecuación presentada de modelo matemático como escalamiento experimental :

Para un flujo de líquido,  $L = 240 \text{ Kg/h}$  , un flujo de gas,  $G = 140 \text{ Kg/h}$ , y el 20 % de la velocidad de inundación se obtiene que el diámetro de la columna deberá ser:

$$\text{DIAMETRO} = 39 \text{ cm.}$$

## **CAPITULO V**

### **CAIDA DE PRESION**

## VI.1) CAIDA DE PRESION EN EL LECHO EMPACADO.

DATOS :

Flujo volumétrico del gas,  $Q_v = 1.462 \text{ ft}^3/\text{seg.}$

Flujo volumétrico del liquido,  $Q_L = 1.21 \text{ GPM.}$

Area de flujo transversal de la torre,  $A_s = 1.35 \text{ ft}^2.$

Densidad del gas,  $\rho_g = 0.05865 \text{ lb/ft}^3.$

Densidad del liquido,  $\rho_L = 54.516 \text{ lb/ft}^3.$

Densidad del agua,  $\rho_A = 62.248 \text{ lb/ft}^3.$

Diámetro del empaque,  $D_p = 0.0625 \text{ ft.}$

Area superficial del empaque

por unidad de volumen del lecho,  $a = 70 \text{ ft}^2/\text{ft}^3.$

Porosidad de el lecho empacado,  $\epsilon = 0.95.$

Aceleración de la gravedad,  $g = 32.2 \text{ ft/seg}^2.$

Viscosidad de el liquido,  $\mu_L = 0.0047 \text{ lb/ft.s.}$

1) Calcular la velocidad superficial del Gas.

$$V_s = Q_v/A_s = 1.462/1.35 = 1.083 \text{ ft/seg.}$$

2) Calcular el factor  $F_s$ .

$$F_s = V_s(\rho_g)^{0.5}$$

$$F_s = 1.083 (0.05865)^{0.5} = 0.26228$$

3) De tablas:

$$C_1 = 0.0234$$

$$C_2 = 1$$

$$C_3 = 0.067$$



4) Calcular la caída de presión del vapor por cada pie de lecho empacado seco.

$$P_{dry} = \frac{C1Fs^1(a)^{0.7}}{\xi^1} + 12 \frac{\int_G}{\int_A}$$

$$P_{dry} = (0.0234)(0.26228)^1(70/(0.95)^1) + 12(0.05865/62.248)$$

$$P_{dry} = 0.14273 \text{ in H}_2\text{O/ft}$$

5) Calcular el Número de Galileo.

$$Ga = \frac{D_p^3 g \rho_L^2}{\mu_L^2} = \frac{(0.0625)^3(32.2)(54.516)^2}{(0.0047)^2} = 1\,057\,665$$

6) Calcular la velocidad superficial del líquido.

$$V_L = \frac{Q_L}{As(448.831)} = \frac{1.21}{1.35(448.831)} = 0.001997$$

7) Calcular el Número de Reynolds de el líquido.

$$Re_L = \frac{D_p \rho_L V_L}{\mu_L} = \frac{(0.0625)(54.516)(0.001997)}{0.0047} = 1.45$$

8) Calcular el parámetro  $h_{L,F}$ .

$$h_{L,F} = C3Re_L^{0.5} \frac{D_p}{Ga^{0.18}}$$

$$h_{L,F} = (0.067)(1.45)^{0.5} [((70)(0.0625)) / (1057665)^{0.18}]$$

$$h_{L,F} = 0.029$$

9) Calcular la caída de presión del vapor por cada pie de lecho empacado húmedo.

$$\Delta P_{wet} = \frac{C1Fs^2(a)^2}{(\xi - h_{Lr})'} + \frac{f_G}{f_A}$$

$$\Delta P_{wet} = \frac{(0.0234)(0.26228)^2(70)}{(0.95 - 0.029)'} + \frac{0.05865}{62.248}$$

$$\Delta P_{wet} = 0.1452 \text{ in H}_2\text{O/ft}$$

En la altura de empaque,  $Z = 4 \text{ m} = 13.12 \text{ ft}$ , se espera tener la siguiente caída de presión:

$$\Delta P = 0.1452(13.12) = 1.9 \approx 2 \text{ in H}_2\text{O}$$

## V.2) CAIDA DE PRESION EN LOS INTERNOS.

Considerando una caída de presión de 2 in H<sub>2</sub>O por cada accesorio:

$$\Delta P_i = 8 \text{ in H}_2\text{O}$$

## V.3) CAIDA DE PRESION TOTAL.

La caída de presión total que se espera tener en la columna es:

$$\Delta P_T = 10 \text{ in H}_2\text{O} = 19 \text{ mmHg}$$

## **CAPITULO VI**

### **RESULTADOS**

## VI) RESULTADOS

FLUJO DE LIQUIDO	240 Kg/h
FLUJO DE GAS	140 Kg/h
EMPAQUE	SILLETA METALICA, 3/4"
HTOL	0.5154 m.
NTOL	6.817267
ALTURA DE EMPAQUE	3.872 m.
DIAHETRO INTERNO	0.39 m.
CAIDA DE PRESION	19 mmHg.

## **CAPITULO VII**

### **DESCRIPCION DEL EQUIPO**

## VII) DESCRIPCION DEL EQUIPO

La columna empacada estará formada por las siguientes partes:

### 1) CORAZA O CUERPO DE LA TORRE :

El material de construcción de la columna depende de la presión de operación así como de las propiedades de el líquido y gas manejados.

La columna esta diseñada para operar a presión atmosférica (586 mmHg) y de acuerdo a las propiedades del líquido y gas manejados, se sugiere utilizar acero inoxidable 316.

### 2) PLATO DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO :

Una parte importante en la eficiencia de la torre depende de la distribución de el líquido.

El distribuidor de líquido se coloca en la parte superior del lecho empacado a una distancia entre 6 y 12 pulg.

El plato distribuidor debe presentar las siguientes características :

- a) Distribución uniforme de el líquido.
- b) Resistencia al taponamiento y al ensuciamiento.

c) Alto valor de la relación flujo máximo/flujo mínimo.  
d) Adaptabilidad para fabricarse de muchos materiales de construcción.

e) Gran área libre para flujo de vapor.

f) Construcción seccional (modular), para su instalación a través de registros de hombre.

Los factores claves que afectan el buen funcionamiento de un distribuidor y que tienen gran impacto sobre la eficiencia son los siguientes:

a) Densidad de los puntos de distribución.

b) Uniformidad de flujo.

c) Irrigación a la pared de la torre.

De acuerdo al tamaño del empaque, se recomienda utilizar el distribuidor de líquido de orificio tipo "CAZUELA PERFORADA", debido a que cumple con las características requeridas, se espera poco cambio en el flujo de líquido y el diámetro de la columna es pequeño.

Por cada pie cuadrado se deberán tener 6 puntos a una distancia de una pulg de la pared de la torre.

3) **EMPAQUE:**

En el diseño del presente equipo se elige :

**SILLETA METALICA (3/4"), en Acero Inoxidable, tipo 316.**

Debido principalmente a su disponibilidad en la compañía y a que cumple con las siguientes características :

1.- Presenta una gran área de superficie mojada por unidad de volúmen de espacio empacado, de tal forma que presenta una elevada área interfacial para el contacto entre las fases.

2.- Presenta grandes espacios vacíos, lo cual dará como resultado que se obtengan mejores condiciones en el flujo de los fluidos, esto ordinariamente implica que el volúmen fraccional vacío, o fracción de espacios vacíos en el lecho empacado debe ser grande para permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales de la torre y con bajas caídas de presión para el gas.

3.- Es químicamente inerte a los fluidos que se procesarán.

4.- Presenta dureza estructural que permite su fácil manejo e instalación.

5.- Presenta una baja densidad aparente.

6.- Presenta irregularidad en su forma, lo que previene el acanalamiento de los fluidos.



- 7.- Es durable.
- 8.- Presenta cualidades favorables para la distribución del líquido.
- 9.- Es un empaque de uso general que se distribuirá al azar.

#### 4) PLATO SOPORTE DEL EMPAQUE:

El primer requerimiento que debe cumplir el soporte del empaque es sostener a la cama empacada. Debe tener un alto porcentaje de área libre, para que no restrinja el flujo de líquido y vapor, lo anterior redunda en que el plato de soporte se inunde a flujos mayores que el empaque que sostiene. Debe ser diseñado para que se pueda introducir fácilmente a la torre y en materiales resistentes al ambiente esperado en el servicio.

Se recomienda el soporte de empaque tipo "INYECCION DE GAS", debido a que está diseñado con vías de flujo separadas para el líquido y el vapor, el líquido fluye hacia abajo, por las ranuras colocadas en los valles, y el vapor asciende a través de las ranuras de las crestas. El área libre para el flujo de líquido y vapor de este soporte, es grande, por lo que presenta bajas caídas de presión aún a flujos mayores.

5) HOLD - DOWN PLATE :

Este accesorio se coloca sobre la cama de empaque sin sujetarse a la pared de la torre. Restringe el movimiento del empaque únicamente por la acción de su peso. Idealmente debe ser una placa con ranuras o una estructura relativamente pesada, cubierta por un enrejado de horadaciones lo suficientemente pequeñas para evitar el paso de partículas individuales de empaque.

6) ELIMINADOR DE NIEBLA:

Consiste en una malla de alambre, de un espesor determinado, que se instala por encima de la entrada del líquido con el objeto de atrapar las gotas de el líquido que suele arrastrar el gas en forma de neblina.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

HOJA DE DATOS  
DE PROCESO  
PARA TORRES

CLIENTE: DR. VICTOR M. CORONADO B.

PROCESO: TESIS

PLANTA: HEXAQUIMIA S A de C.V

LOCALIZACION: Km. 20.7 Car. Méx. Teacoco

CLAVE DEL EQUIPO T-101

No. DE UNIDADES: 1

HOJA: 1 DE 6

TIPO: EMPACADA

SERVICIO: SECADO

DIAMETRO INTERNO: 400 mm

ALTURA TOTAL: 6300 mm

DATOS DE OPERACION

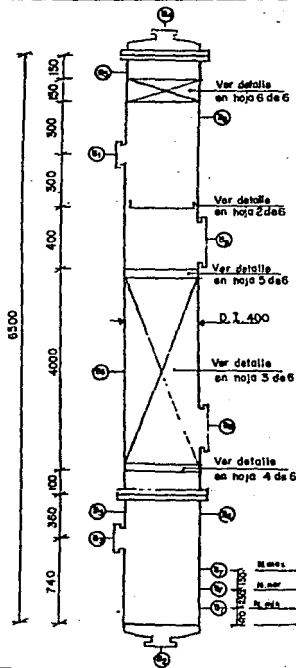
DOMO	ENTRADA DE LIQUIDO	SALIDA DE GAS
FLUJO Kg/h	240	140
PRESION mmHg	586	586
TEMP °C	5	15

FONDO	SALIDA DE LIQUIDO	ENTRADA DE GAS
FLUJO Kg/h	240	140
PRESION mmHg	605	605
TEMP °C	15	15

BOQUILLAS

No.	No. REQ	DIAMETRO	SERVICIO
B1	1	38	Entrada de Líquido
B2	1	38	Salida de Líquido
B3	1	80	Entrada de Gas
B4	1	100	Salida de Gas
B5	2	12	Manómetro
B6	3	12	Termómetro
B7	3	12	Indicador Visual
B8	2	300	Handhole

NOTAS:



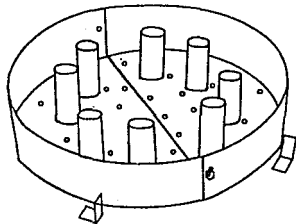


UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

HOJA DE DATOS DE  
PROCESO  
PARA TORRES

CLIENTE: Dr. VICTOR M. CORONADO B.	PROYECTO: TESIS
PLANTA: HEXAQUIMA S.A. de C.V.	HOJA 2 DE 6
LOCALIZACION: Km. 20.7 Carr. Mex. Texcoco	
CLAVE DEL EQUIPO: T-101	No. de UNIDADES: 1

## DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO



TIPO DE ORIFICIO  
"CASUELA PERFORADA"

REVISION:	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA:								
ELAB. POR:								
AP. POR:								



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE MÉXICO  
FACULTAD DE QUÍMICA

HOJA DE DATOS DE  
PROCESO  
PARA TORRES

CLIENTE: DR VICTOR M CONDADO B

PROYECTO: TESIS

PLANTA: HEXAGÓNICA SA DE CV

HOJA 5 DE 6

LOCALIZACIÓN: Km 207 Car. Mex. Toluca

CLAVE DEL EQUIPO T-101

Nº de UNIDADES: 1

SILLETA METALICA



TAMAÑO

3/4"

MATERIAL

ACERO INOXIDABLE

Nº. PIEZAS/m<sup>2</sup>

172500

AREA INTERFACIAL  
EFECTIVA DE CONTACTO

230m<sup>2</sup> / m<sup>2</sup>

FRACCION DE HUECOS

095

DENSIDAD APARENTE

148 kg/m<sup>3</sup>



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

HOJA DE DATOS DE  
PROCESO  
PARA TORRES

CLIENTE: Dr. VICTOR M. CORONADO B

PROYECTO TESIS

PLANTA: HEXAQUIMIA S.A. de C.V.

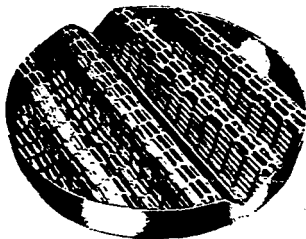
HOJA 4 DE 6

LOCALIZACION: Km. 20.7 Carr. Mex. Toluco

CLAVE DEL EQUIPO: T-101

No. de UNIDADES: 1

## PLATO SOPORTE



TIPO "INYECCION DE GAS"

REVISION:	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA:								
ELAB. POR:								
AP. POR:								

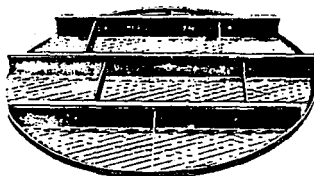


UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

HOJA DE DATOS DE  
PROCESO  
PARA TORRES

CLIENTE: Dr. VICTOR M. CORONADO B.	PROYECTO: TESIS
PLANTA: HEXAQUIMIA S.A. de C.V.	HOJA 5 DE 6
LOCALIZACION: Km. 20.7 Carr. Mex Texcoco	
CLAVE DEL EQUIPO: T-101	No. de UNIDADES 1

## HOLD-DOWN PLATE



REVISION:	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA:								
ELAB. POR:								
AP. POR:								

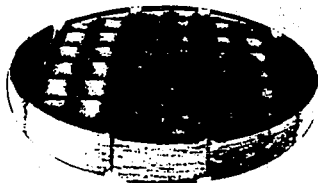


UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

HOJA DE DATOS DE  
PROCESO  
PARA TORRES

CLIENTE: Dr. VICTOR M. CORONADO B.	PROYECTO: TESIS
PLANTA: HEXAQUIMIA S A de C.V.	HOJA 6 DE 6
LOCALIZACION: Km. 20.7 Carr. Mex. Texcoco	
CLAVE DEL EQUIPO: T-101	No. de UNIDADES: 1

## ELIMINADOR DE NIEBLA



REVISION:	0	1	2	3	4	5	6	7
FECHA:								
ELAB. POR:								
AP. POR:								

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA



## **CAPITULO VIII**

### **COSTO DEL EQUIPO**

VIII) COSTO DEL EQUIPO

T - 101

CUERPO	\$ 17'208,000.00
DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO	\$ 1'500,000.00
EMPAQUE	\$ 9'000,000.00
SOPORTE DEL EMPAQUE	\$ 800,000.00
HOLD - DOWN PLATE	\$ 600,000.00
ELIMINADOR DE NIEBLA	\$ 2'000,000.00
HANO DE OBRA	\$ 4'000,000.00
TOTAL	\$ 35'108,000.00

## **CAPITULO IX**

### **CONCLUSIONES**

## IX) CONCLUSIONES

- La empresa autorizó la realización del presente proyecto, después de acordar, por cuestiones de seguridad :

No especificar el tipo de productos de que se trata, por lo que nos hemos referido en general a los peróxidos orgánicos, así como también, no dar a conocer los ingresos por ventas ni los gastos corrientes de operación.

- En el presente trabajo se propone perfeccionar el secado de peróxidos orgánicos, sustituyendo el sulfato de magnesio que utilizan actualmente por un equipo de transeferencia de masa, en el cual se pone al peróxido en contacto con un gas inerte a contracorriente.

- El secado con sulfato de magnesio no proporciona el grado de secado requerido, por lo que los productos necesitan ser reprocesados, motivo por el cual se instaló una columna piloto, la cual se utiliza como modelo de escalamiento experimental, para realizar el diseño del presente equipo, quedando de esta manera comprobado que éste método es eficiente, ya que el producto cumple con las especificaciones requeridas; es seguro, práctico y económico.

- El cálculo del número de unidades de transferencia en el rango de concentraciones manejado en la columna piloto prácticamente no cambia con la temperatura, sin embargo, para el cambio de concentración que se desea obtener en el nuevo equipo, lo más confiable fué considerar la variación de la temperatura.

- La columna piloto proporcionó el grado de secado requerido operando al 20 % de la velocidad de inundación, valor que respetamos de tal manera que el equipo quedará con un sobrediseño considerable previendo la posibilidad de aumentar la carga a la torre así como también la ineficiencia del coalescedor.

- La caída de presión que se espera tener en la columna es muy pequeña, por lo que sería suficiente un ventilador para impulsar el gas, pero la empresa dispone de un compresor y un paquete de secado que dan servicio a otros equipos, por lo cual se decide tomar una línea lateral de éste sistema para suministrar a la columna el aire seco necesario para la desorción.

- La descripción del proceso que se presenta, es la que se recomienda a la empresa en caso de que elijan eliminar el exceso de agua que permanece en los compuestos que producen, utilizando un gas inerte y se incluye el diagrama de flujo del proceso donde se muestra el arreglo de los equipos necesarios.

- En el diagrama mostrado en la hoja 1 de 6, además de las

dimensiones del equipo, se muestra la instrumentación necesaria para su correcto funcionamiento. Cabe hacer notar que el equipo requerirá de medidores de flujo en las corrientes terminales.

- No se realizó el cálculo de la bomba requerida, para alimentar el peróxido a la columna, debido a que no se conoce la ubicación que tendrá el equipo en la planta.

- La selección final de los internos, excepto el empaque, quedan sujetos a un posible cambio dependiendo de la industria que sea contratada para éste propósito.

- El costo del equipo no incluye: Instalación, puesta en marcha ni instrumentación. Se obtiene de una cotización verbal en firme realizada en Octubre, 1992.

Referencias :

Cuerpo : Distribuidora metálica S.A. de C.V.

Internos : Industrias ACS.

Soldadura : INFRA del centro.

Mano de obra : AKZO Chemicals S.A. de C.V.

Se reporta el valor más probable, sin embargo, considerando un  $\pm 5\%$  de error debido a las contingencias, el costo sería :

Para - 5 % :

\$ 33'352,600.00

y

Para + 5 % :

\$ 40'374,200.00

- Considerando que la empresa tendrá que realizar una inversión mínima de \$ 40'374,200.00 y estimando que el equipo tendrá 10 años de vida útil, para una tasa de intereses del 25 %, el valor calculado de la anualidad es : \$ 11'307,705.65.

- El precio del Kg de sulfato de magnesio es de \$ 1 023.00. La empresa actualmente necesita secar 350 000 Kgs. de peróxido al año, para lo cual necesita utilizar 35 000 Kgs. de sulfato, lo que implica un gasto anual de \$ 35'805,000.00.

- Con éste equipo se pretende :

Eliminar el sulfato de magnesio, el reprocesamiento de los productos y el tratamiento que se debe dar al sulfato después de utilizarlo para poder desecharlo.

Obtener ventas mayores y menos pérdidas ocasionadas por devoluciones.

Eliminar mano de obra.

Aumentar la producción.

Hacer continuo el proceso de producción de peróxidos.

- No fué posible calcular el ingreso neto, debido a que no se pueden reportar los ingresos por ventas ni los gastos corrientes de

operación, sin embargo, el ahorro que se tendrá al prescindir del sulfato de magnesio, supera considerablemente el valor de la anualidad calculado. Si a esto le agregamos el ahorro que se obtendrá al no tener que reprocesar los productos, el ahorro de mano de obra y el beneficio de incrementar las ventas al aumentar la producción, podemos concluir que éste proyecto además de perfeccionar el proceso de secado de peróxidos orgánicos, obteniendo productos de mayor calidad a menor costo, resulta rentable para la compañía.



**CAPITULO X**  
**BIBLIOGRAFIA**

## X) BIBLIOGRAFIA

- 1) Ernest E. Ludwig "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Vol. II.
- 2) A. S. Foust, L. A. Wenzel "Principios de Operaciones Unitarias".
- 3) W. S. Norman "Absorption Distillation and Cooling Towers".
- 4) Hobbler. "Mass Transfer and Absorbers".
- 5) I. E. Brownel "Process Equipment Design".
- 6) Van Winkle "Distillation".
- 7) R. E. Treybal "Mass Transfer Operations".
- 8) H. Sawistowski, W. Smith "Métodos de Cálculo en los Procesos de Transferencia de Materia".
- 9) W. S. Norman "Absorption, Distillation and Cooling Towers".
- 10) R. E. Treybal "Extracción en Fase Líquida".
- 11) Sherwood T. K. "Absorption and Extraction".
- 12) Robert H. Perry, Cecil H. Chilton "Manual del Ingeniero Químico".
- 13) Agustín González Ortiz "Diseño y Análisis Hidráulico de Torres de Platos y Empacadas".
- 14) John A. Riddick, William B. Bunger "Organic Solvents".
- 15) Stanlet M. Walas "Selecting and Designing Equipment".
- 16) W. Feil "Drying of Liquid Tert. butylperoxyesters with Air in Counter Currently Operated Packed Column. Scaling up and Design Rules".

- 17) W. Feil "Saturation Solubility of Water in Tert, butylperoxy Esters".
- 18) M. Steensma "Low Pressure Drying of Liquid Peresters and other Compounds with Air in a Packed Column".
- 19) W. Feil "Drying of Liquid Tert. butylperoxy Esters".
- 20) AIChE Equipment Testing Procedure "Packed Columns".
- 21) Henry Z. Kister, David R. Gill "Predict Flood Point and Pressure Drop for Modern Random Packings".
- 22) Jan J. de Groot "Safety of Organic Peroxides".
- 23) Koch Engineering Company Inc. "Flexichevron Mist Eliminator". Bulletin KFV - 1.
- 24) Koch Engineering Company Inc. "Packing Support Plates, Distributors and Redistributors". Bulletin KI-3.
- 25) Koch Engineering Company Inc. "Packed Columns Internals". Bulletin KI-4.