

# UNIVERSIDAD AUTONOMA DE GUADALAJARA

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS



TESIS C.E.  
FALLA DE ORIGEN

OPTIMIZACION DEL FUNCIONAMIENTO DE UNA  
COLUMNA DE AGOTAMIENTO

**TESIS PROFESIONAL**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

PRESENTA

**SERGIO LUNA FLORES**

ASESOR: I. Q. ZEFERINO I. RAMIREZ BECERRA

GUADALAJARA, JAL.

DICIEMBRE DE 1987



## **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.

## Í N D I C E

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I (GENERALIDADES).....	5
A) DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	6
B) DESCRIPCIÓN DE LA COLUMNA.....	10
C) VARIABLES DETERMINANTES DEL PROCESO.....	11
D) BALANCES DE MATERIA EN LA COLUMNA.....	14
CAPÍTULO II (TEORÍA).....	20
CAPÍTULO III (PRUEBAS EXPERIMENTALES).....	27
A) PRUEBAS DE AGOTAMIENTO A ALTAS TEMP.....	29
B) PRUEBAS DE AGOTAMIENTO A BAJAS TEMP.....	31
CAPÍTULO IV (RESULTADOS OBTENIDOS).....	36
ESTIMACIÓN DE COSTOS.....	37
RESUMEN.....	46
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	48
BIBLIOGRAFÍA.....	50
APENDICE.....	53

## INTRODUCCIÓN

Tal vez en esta época, más que en ninguna otra, es cuando el término OPTIMIZACIÓN ha cobrado su mayor auge. La cada vez más cerrada competencia Industrial ha hecho que tanto técnicos como administradores se esfuercen día a día por controlar caminos que no sólo incrementen utilidades, sino que en algunas ocasiones simplemente permitan la subsistencia de las empresas. De esta manera hemos visto como resulta ahora común que las empresas hablen de optimizar la calidad de su producción, de optimizar la calidad de sus servicios, de optimizar sus costos: todo esto encaminado a resultar competitivas.

En el renglón de costos, se ha presentado particular atención a lo relacionado con el consumo de energéticos, cuyos precios, ahora fluctuantes, pero en dramático ascenso los últimos diez años, han constituido un verdadero dolor de cabeza para los industriales.

En este estudio se presenta un método de optimización del funcionamiento de una columna de separación por arrastre de vapor.

El método mismo está diseñado de tal manera que sirva de guía y base de futuros estudios económicos, mismos que hay que realizar con frecuencia, dada la inestabilidad actual en los costos de materias primas. Por otra parte, está enfocado de manera fundamental al ahorro en el consumo de vapor, tan costoso ahora, debido a los precios en nuestro país, de los hidrocarburos con que se genera.

De suma importancia resulta el Capítulo I para la comprensión de esta tesis, en él se describe el arreglo general de la columna de separación que nos ocupa, así como el proceso y las bases de cálculo empleadas.

Con objetivo de ampliar el entendimiento del estudio, el Capítulo II trata acerca de las columnas por arrastre de vapor desde un punto de vista técnico.

La determinación de las pruebas realizadas así como de cálculos serán presentados en el Capítulo III.

La estimación de costos, así como la discusión, aparecen en el capítulo IV.

CAPÍTULO I

( GENERALIDADES )



## A) DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

Con objeto de obtener un conocimiento general del proceso al que está integrada la columna sobre la que se pretende efectuar la optimización, empezaremos por hacer una breve descripción de las etapas anteriores y posteriores a la columna misma.

Se dispone de un reactor catalítico en continuo cuyas alimentaciones se componen de: MONÓMERO PRINCIPAL (M1), MONÓMERO SECUNDARIO (M2), INICIADOR, CATALIZADOR, Y AGUA (medio donde ocurre la reacción).

El reactor tiene un único efluente compuesto por polímero (PZ), agua, y monómeros no reaccionados. Estos últimos, a pesar del control que se ejerce sobre el reactor, efluyen debido a que la conversión de la reacción no es completa.

La presencia de estos monómeros no reaccionados constituyen dos problemas potenciales: por una parte una postpolimerización no controlada, y la otra la pérdida económica que significaría su no recuperación.

La posibilidad de Postpolimerización (la cual generará polímero de características indeseables), decrece sensiblemente gracias a que a la salida del reactor se adiciona un inhibidor de la reacción.

La recuperación de los monómeros es precisamente la función principal de la columna que ahora en adelante llamaremos de AGOTAMIENTO. A esta columna se alimenta el efluente del reactor al cual ya se le ha adicionado el inhibidor (SUSPENSIÓN INHIBIDA).

La columna de agotamiento opera por arrastre de vapor y a contracorriente; es alimentada por la parte superior con suspensión inhibida, y por la parte inferior vapor de agua.

En la columna, la cual opera a temperatura controlada, el vapor arrastra consigo los monómeros no reaccionados, hasta salir por la parte superior del cuerpo. Por otra parte, la suspensión irá descendiendo a través de la columna agotándose de monómeros (y enriqueciéndose en polímero), en la medida en que baja. Evidentemente la suspensión, que ahora llamaremos

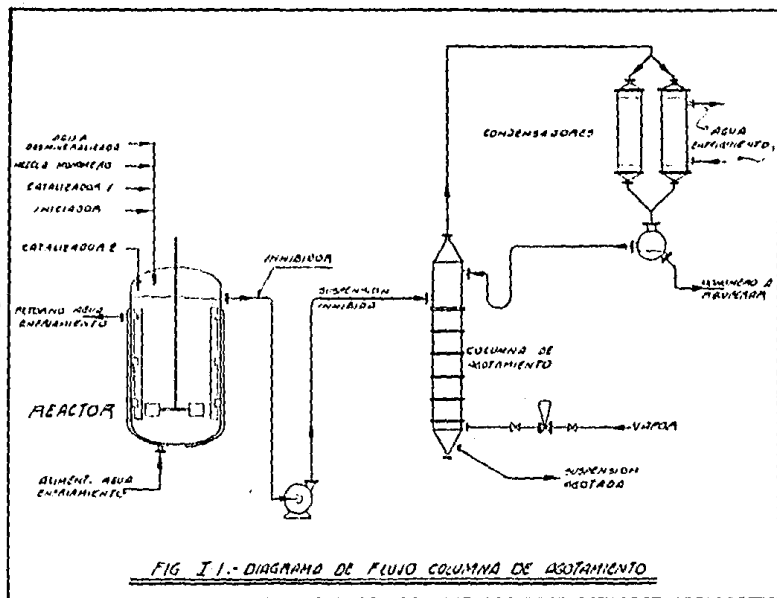
AGOTADA. abandona la columna por la parte inferior del cuerpo.

El vapor con monómeros que se obtienen de la parte superior, es condensado y enviado a un separador por decantación, en el que la separación monómero-agua se efectúa gracias a la inmiscibilidad de ésta y aquellos. La fase orgánica, que por su menor densidad relativa, toma la parte superior en el decantador, es enviada a un tanque, el cual será aprovechada para realizar nuevas preparaciones de monómeros. El agua es re-alimentada a la parte superior de la columna como reflujo.

La suspensión agotada (rica en polímero), es enviada a un tanque almacén para su posterior lavado y secado.

La Figura 1-1 ilustra esquemáticamente lo hasta aquí descrito.

Existen dos posibilidades de descontrol en el proceso de agotamiento: Un exceso en el flujo de vapor, en cuyo caso el agotamiento sería completo, pero



habría polímero presente en el efluente monómero-agua debido al exceso de vapor; por otra parte una deficiencia en el flujo de vapor garantiza la no presencia de polímero en el efluente superior, pero obviamente la presencia de monómeros en la suspensión pretendidamente agotada. Evidentemente ambos efectos son indeseables.

El punto óptimo de operación de la columna será cuando el costo del proceso sea el mínimo posible. La determinación de este punto es el objetivo principal de esta tesis.

#### B) DESCRIPCIÓN DE LA COLUMNA

La columna está construida totalmente de acero inoxidable # 316 y en su interior están distribuidos equidistantemente 15 platos inclinados alternativamente 27 grados con respecto al plano horizontal. Esta inclinación se hace necesaria ya que inhibida la reacción, esta no es detenida totalmente. La ausencia de inclinación provocaría que los monómeros

polimerizados incrustarían la columna, deteriorando gradualmente la operación.

La columna tiene un diámetro interior de 0.8 m y una altura de 8.97 m. Cuenta con tres mirillas de vidrio distribuidas a lo largo de la columna para verificar su funcionamiento.

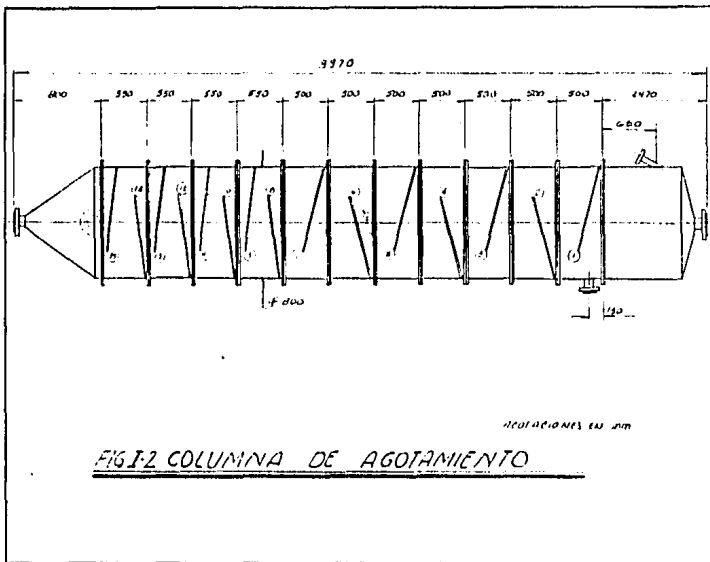
Con objeto de evitar la pérdida de calor por convección, la columna está aislada con lana mineral en su totalidad.

La Figura 1-2 muestra un esquema de la columna de agotamiento.

Para fines de control del flujo de vapor a la columna. (este es la variable de respuesta de la temperatura interior de la columna), su medición será realizada mediante el uso de una válvula de control.

#### C) VARIABLES DETERMINANTES DEL PROCESO

Las variables a registrar para la



determinación de las condiciones óptimas serán:

a) Temperatura de la columna de agotamiento.

Determinada mediante la indicación de un termopar localizado en la parte superior de la columna y registrada en una consola de control.

b) Presión de la alimentación de vapor a la columna.

Indicada mediante un manómetro de Campo.

c) Presión de vapor en la entrada a la válvula controladora de vapor a la columna

Indicada mediante manómetro de campo.

d) Flujo de suspensión inhibida alimentada a la columna.

Determinada mediante balance de materia en el reactor

e) Concentración de polímero en la suspensión agotada.

Mediante análisis cuantitativo en el laboratorio

f) Concentración de Monómeros en la Suspensión Agotada

Idéntico al punto e.



g) Flujo de Suspensión Agotada.

Mediante balance de materia en la columna.

h) Flujo de monómeros a recuperar.

Mediante un indicador de flujo electrónico.

#### D) BALANCES DE MATERIA EN LA COLUMNA

Para la determinación del flujo de SUSPENSIÓN INHIBIDA que se alimenta a la columna, ésta se obtiene mediante un análisis de materia en el reactor. Dado que la masa de entrada a la columna debe ser igual a la masa a la salida del reactor, entonces el flujo total de suspensión inhibida será igual al total alimentado al reactor.

Flujo total de entrada:

Mezcla M1 y M2.....	2 440	Kg/H
Catalizador.....	1 250	"
Iniciador.....	110	"
Agua Desmineralizada...	5 875	"

A las cantidades antes mencionadas se le añadirá la cantidad de inhibidor ( 85 kg/h ) el cual hacen un total de 9 760 kg/h que se alimenta a la columna con una temperatura de 60 °C.

Para el caso del flujo total de SUSPENSIÓN AGOTADA que abandona a la Columna por la parte inferior puede determinarse mediante un balance de materia mostrado en en la Figura 1-D y representado por la siguiente ecuación:

$$F + S = D + W \quad ( I-1 )$$

dado que las demás variables son conocidas entonces

$$W = F + S - D \quad ( I-2 )$$

Para el caso de la medición del flujo de VAPOR, fue utilizado el metodo de la válvula de control. Este método previamente verificado su funcionalidad, mediante el uso de un integrador general de vapor que registra a dos unidades más (dos Columnas de agotamiento). No se utilizó este integrador en forma directa, ya que su uso dejaría fuera de servicio a las otras dos Unidades. El cálculo del flujo de vapor mediante la válvula de control toma como base tres aspectos importantes: los coeficientes del flujo dependiendo del tipo de válvula, las presiones de entrada y salida de la válvula, y el porcentaje de

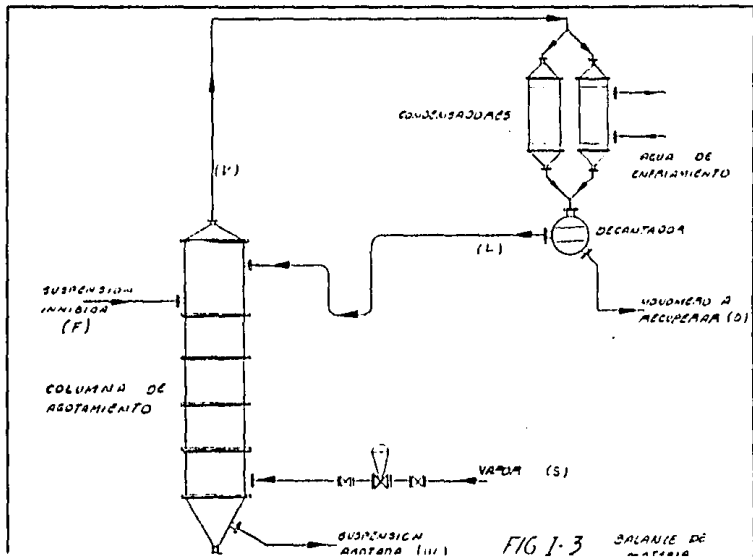


FIG 1-3 BALANIE DE MATERIA

abertura de la misma. La ecuación 1-3 determina el flujo de vapor en kg/h dependiendo de los tres aspectos importantes antes mencionados.

$$S = 20 C_s P_1 \text{ Sen} \left( \frac{A}{B} \right) \quad (1-3)$$

donde:

$$A = (3417/C_1) \left[ (P/P_1)^{(1/2)} \right]$$

$$B = 3.0624 + 0.00351 T_{sh}$$

$$C_1 = C_g/C_v$$

S [=] Flujo de Vapor en kg/h

C<sub>g</sub> [=] Coeficiente de gas

C<sub>v</sub> [=] Coeficiente de líquido

C<sub>s</sub> [=] Coeficiente de vapor

P<sub>1</sub> [=] Presión antes de la válvula en kg/cm<sup>2</sup>

P<sub>2</sub> [=] Presión después de la válvula en kg/cm<sup>2</sup>

$\Delta P$  [=] Caída de presión en la válvula

T<sub>sh</sub> [=] Grados de sobrecalentamiento en °C

Los coeficientes del Flujo C<sub>g</sub>, C<sub>v</sub>, y C<sub>s</sub> son obtenidos en función del tipo y modelo de la válvula de control. En la TABLA I-1 se muestran los datos de la válvula de control, y en la TABLA I-2 los valores de los coeficientes dependiendo de los datos de la Tabla I-1.

T A B L A I-1

---

MARCA : Fisher  
TIPO : 667-EC  
CARRERA : 3/4 Pulg.  
TAMAÑO CUERPO : 1 1/2 Pulg.  
FLUJO : Característica Lineal

---

La determinación de los MONÓMEROS NO REACCIONADOS en la suspensión Agotada, así como en el flujo alimentado al Reactor se realiza por Cromatografía de gases con Detector de Conductividad Térmica en el Laboratorio. El porcentaje de Polímero se determina mediante separación por filtración y pesaje.

MODELO EC  
ANSI CLASE 125 - 600

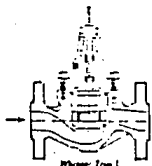


TABLA I - 2

COEFICIENTE DE FLUJO

Coef. de fluj.		Body Size In.	Port Diameter In.	Total Travel In.	ABERTURA DE VALVULA - PORCENTAJE TOTAL										K <sub>v</sub> and C
					ABERTURA DE VALVULA - PORCENTAJE TOTAL										
					10	20	3	4	50	60	70	80	90	100	
C <sub>v</sub> (Liquid)	1 & 1-1/4	1-5/16	3/4	3/16	8.97	11.8	15.1	16.7	17.2	17.3	17.4	17.4	18.4	18.4	
	1-1/2	1-7/8	3/4	3/42	8.78	14.6	22.7	27.1	31.6	34.0	35.1	36.0	37.2	37.2	
	2	2-5/16	1-1/8	8/27	21.8	35.3	47.3	55.1	60.7	63.2	65.0	66.6	67.8	67.8	
	2-1/2	2-7/8	1-1/2	12.8	33.9	55.0	70.6	80.0	85.4	88.5	90.3	91.1	91.7	91.7	
	3	3-7/16	1-1/2	11.1	36.0	60.3	81.9	99.6	111	119	124	126	131	131	
	4	4-3/8	2	33.9	77.8	118	152	176	192	202	207	213	216	216	
	5	5	2	55.7	127	184	242	287	335	366	388	404	423	423	
	1-1/2	1-5/16	3/4	2.66	6.74	11.3	17.4	22.1	25.8	27.7	28.3	28.3	29.1	29.1	
	2	1-5/16	3/4	3.22	7.07	12.2	18.4	23.3	27.6	31.1	34.0	35.8	37.0	37.0	
	2-1/2	1-7/8	3/4	3.07	8.65	15.3	23.4	31.2	36.8	43.4	48.3	52.1	55.6	55.6	
	3	2-5/16	1-1/8	6.63	18.1	30.8	43.4	55.1	67.1	77.8	87.2	95.9	102	102	
	4	2-7/8	1-1/2	12.8	33.9	56.5	76.4	95.3	114	130	143	156	164	164	
C <sub>g</sub> (Gas)	1 & 1-1/4	1-5/16	3/4	115	241	351	456	532	582	573	582	586	606	619	
	1-1/2	1-7/8	3/4	105	283	450	599	752	898	1020	1110	1183	1192	1210	
	2	2-5/16	1-1/8	266	559	832	1120	1410	1700	1920	2067	2186	2290	2324	
	2-1/2	2-7/8	1-1/2	485	930	1352	1760	2270	2510	2720	2873	2966	3000	3127	
	3	3-7/16	1-1/2	680	1160	1620	2110	2570	3040	3440	3730	3950	4270	4317	
	4	4-3/8	2	977	1780	2530	3390	4150	4890	5550	6160	6510	6600	6606	
	5	5	2	1420	2820	4200	5580	7010	8140	9500	11100	11900	12400	12517	
	1-1/2	1-5/16	3/4	92.9	227	333	453	560	670	773	865	942	988	1037	
	2	1-5/16	3/4	114	248	365	477	582	695	795	902	987	1040	1081	
	2-1/2	1-7/8	3/4	124	314	479	628	774	918	1070	1220	1350	1460	1522	
	3	2-5/16	1-1/8	314	589	859	1130	1410	1670	1930	2170	2410	2570	2570	
	4	2-7/8	1-1/2	492	931	1342	1760	2170	2630	2990	3380	3750	4030	4245	
C <sub>s</sub> (Steam)	1 & 1-1/4	1-5/16	3/4	5.75	12.1	17.6	22.8	26.5	28.1	28.7	29.0	29.3	30.3	32.9	
	1-1/2	1-7/8	3/4	5.45	11.1	16.5	20.5	24.5	27.5	29.5	30.5	31.5	32.5	32.5	
	2	2-5/16	1-1/8	13.3	27.1	41.6	56.0	70.5	85.0	96.0	103	108	110	124	
	2-1/2	2-7/8	1-1/2	24.8	47.1	67.5	88.0	109	125	136	144	148	150	152	
	3	3-7/16	1-1/2	34.0	59.1	81.0	105	129	152	172	187	198	204	211	
	4	4-3/8	2	48.9	89.1	130	170	206	243	278	308	332	334	366	
	5	5	2	71.0	141	210	279	351	427	495	555	595	605	627	
	1-1/2	1-5/16	3/4	4.65	11.4	17.0	22.7	28.0	33.5	38.7	43.3	47.3	49.4	53.7	
	2	1-5/16	3/4	5.70	12.4	18.3	24.4	29.1	34.8	39.8	45.1	49.4	52.0	58.1	
	2-1/2	1-7/8	3/4	6.20	15.7	21.9	31.4	38.1	45.9	53.3	61.0	67.5	73.0	76.2	
	3	2-5/16	1-1/8	15.7	29.5	42.8	56.5	70.5	87.5	96.5	109	121	129	125	
	4	2-7/8	1-1/2	24.6	45.6	67.0	88.0	109	130	150	169	188	202	24.6	

## CAPÍTULO II

( TEORÍA )

La Destilación por arrastre de vapor se refiere a procesos en los cuales el vapor vivo está en contacto directo con el sistema destilado, y puede ser por cargas ( batch ) o en continuo.

La destilación por arrastre de vapor es comúnmente usada en las siguientes situaciones:

- 1.- Para separar pequeñas cantidades de impurezas volátiles de grandes cantidades de material.
- 2.- Para separar apreciables cantidades de material con un punto de ebullición alto.
- 3.- Para recuperar material de alto punto de ebullición de pequeñas cantidades de impurezas con punto de ebullición alto.
- 4.- Donde el material a destilar es térmicamente inestable o reacciona con otros componentes asociados con éste a temperaturas de ebullición.
- 5.- Donde el material no puede ser destilado por calor indirecto a baja presión porque cuenta con un punto de ebullición alto.
- 6.- Donde el contacto directo con fuego no puede ser utilizado por peligrosidad.
- 7.- En componentes inmiscibles entre sí.



En un sistema por arrastre de vapor, ya sea por cargas o continuo se cuenta con un condensador, un receptor de condensado, y un separador por gravedad.

El vapor es alimentado através de una tubería perforada por la parte inferior del destilador para obtener el contacto máximo entre el vapor y el material. El proceso puede ser operado bajo las siguientes dos condiciones:

La primera, el total de la energía es suministrada por el arrastrador; algo del arrastrador es condensado para proveer calor para: A) Elevar la temperatura de la mezcla por separar a la temperatura de operación; B) Suministrar el calor de evaporación del material; y C) compensar las pérdidas caloríficas.

En la segunda condición, una de las entradas del arrastrador es considerado sobrecalentado, o calor adicional es suministrado através de un serpentín para prevenir la formación de líquido.

En cualquier método, cuando la suma de las

presiones parciales del arrastrador y el material alcanzan la presión total, ambas sustancias pasan al destilador en una relación molecular de acuerdo a sus presiones parciales y las impurezas no volátiles quedan en el destilador. La relación de masas del destilador para el material es:

$$\begin{aligned} (m_A/m_B) &= [(n_A \cdot M_A) / (n_B \cdot M_B)] = (\bar{P}_A \cdot M_A) / (\bar{P}_B \cdot M_B) \\ &= [(P - \bar{P}_B) \cdot M_A] / (\bar{P}_B \cdot M_B) \quad \text{Ec. (II-1)} \end{aligned}$$

donde:  $m_A$  = Flujo másico del arrastrador en vapor  
 $m_B$  = Flujo másico del material en vapor  
 $\bar{P}_A$  = Presión parcial del arrastrador  
 $\bar{P}_B$  = Presión parcial del material  
 $M_A$  = Peso molecular del arrastrador  
 $M_B$  = Peso molecular del material  
 $n_A$  = Moles de arrastrador en vapor  
 $n_B$  = Moles del material en vapor  
 $P$  = Presión total

Asumiendo que el efecto de la sustancia no volátil en la evaporación del material pueda ser despreciado: entonces, si se permite que se formen dos

capas de líquido, habrá tres fases (una de vapor y dos de líquido) y dos componentes (material y arrastrador). Por la regla de fases, el sistema tiene un grado de libertad, ya sea la temperatura o la presión pero no ambas. Si la presión es atmosférica, la temperatura se ajustará por sí misma, ya que la suma de las presiones parciales de los dos componentes será igual a la presión total. Esta temperatura es más baja que el punto de ebullición de cualquier componente puro. Si se utiliza vapor de agua como arrastrador y se trabaja a presión atmosférica la temperatura será siempre menor a  $100^{\circ}\text{C}$ .

Si se prevé la formación de la segunda capa de líquido, habrá entonces dos componentes, dos fases, y existirán dos grados de libertad. Ambas, la presión y temperatura deben ser independientemente fijadas antes de que la operación sea definida. La temperatura del vapor arrastrado a la salida del destilador estará por arriba de su correspondiente punto de condensación, que será sobrecalentado.

En la práctica, la presión del sistema a

presión atmosférica o abajo de ella, es controlada por la acción del condensador y/o bombas de vacío. La temperatura puede ser controlada mediante instrumentos de control.

Assumiendo que la ley de Dalton es aplicable, en el equilibrio, la presión parcial del material es la presión de vapor del material puro, y si el líquido arrastrador está presente, entonces su presión parcial es la presión vapor del arrastrador. Ambas presiones de vapor son tomadas a la temperatura del líquido en el destilador. En la práctica, el contacto entre el arrastrador y el material no es perfecto y en consecuencia, el arrastrador no alcanza el equilibrio con el líquido, por lo que la presión parcial es menor que su presión vapor. Una vaporización eficiente ( $\eta_s$ ) definida en la ecuación II-2, calculada por la diferencia entre la teoría y la práctica.

$$\eta_s = \frac{P}{P^*} \quad (II-2)$$

donde  $P^*$  es la presión vapor del material. La ecuación II-1 puede ser descrita:

$$\begin{aligned}
 m_A/m_B &= [(P - \eta_s PB) MA] / (\eta_s FB MB) \\
 &= [ MA / (\eta_s MB) ] [ (P/PB) - \eta_s ] \quad (11-3)
 \end{aligned}$$

El mínimo vapor consumido como arrastrador es dado por la ecuación 11-3.

CAPÍTULO III  
(PRUEBAS EXPERIMENTALES)

## PRUEBAS DE AGOTAMIENTO

Antes de iniciar mostrando los resultados de las pruebas de agotamiento, se presenta en la tabla III-1 las condiciones de proceso actuales con las que se cubra la columna. El control de la columna puede ser de tres maneras: Manual, automático y CDC (control digital directo mediante una computadora de proceso). En las pruebas de agotamiento se controló la temperatura de la columna mediante el último sistema de control (CDC).

TABLA III-1.-Condiciones de proceso actuales de la columna de agotamiento.

---

Temperatura de la columna.....	90.5 +/-0.5 *C
Presión vapor ent. valv. de control..	3.0 +/-0.5 kg/cm2
Presión vapor sal. valv. de control..	1.0 +/-0.5 kg/cm2
Monómeros en suspensión agotada.....	10 ppm
Flujo de suspensión inhibida.....	9 760 kg/h
Producción de polímero.....	45.36 ton/día

---

Las condiciones mostradas en la tabla III-1 representan un consumo de vapor vivo de 975 kg/h.

Las pruebas de agotamiento se realizaron en dos fases: Las de baja temperatura y las de alta temperatura.

#### A) PRUEBAS DE AGOTAMIENTO A ALTA TEMPERATURA

El procedimiento para efectuar estas pruebas consistió en ir incrementando la temperatura de la columna mediante el setpoint en la computadora de proceso, iniciando de las condiciones actuales. El incremento se realizó de medio grado centígrado hasta que el proceso lo permitiera ( $50 \pm 0$  máximo debido a que se encontraba a presión atmosférica), sin embargo la temperatura máxima alcanzada fue de  $91.5 \pm 0$  debido a que se observó en el separador (decantador) inestabilidad de fases a mayores temperaturas. En cada prueba se obtuvo muestras cada hora durante un período de ocho horas. Las muestras obtenidas son las indicadas en el capítulo I.

Los resultados de las pruebas de agotamiento a alta temperatura se muestran en la tabla III-2, que muestra sólo los resultados estadísticos: Proceso  $\bar{X}$ , desviación estándar  $S$  y el número de datos  $N$  (ver apéndice).



T A B L A III - 2

ESTA- DIST]	TEMPERATURAS DE LA COLUMNA °C		VELOCIDAD CORRIENTE DE VAPOR			FLUJO DE VAPOR	MATERIAS EN SUSP. AGUADA	FLUJO DE RESIDUO	PULVEROS EN	
			P. UNIFORME	P. SAIBIDA	ALTERNADA				SUSP. AGUADA	SUSP. AGUADA
	CAS	SET-POINT	REAL	$\text{kg/cm}^2$	$\text{kg/cm}^2$	$\%$	$\text{kg/h}$	$\text{PM}$	$\text{kg/h}$	$\text{g/l}$
Y S n	90.5	90.42 0.12 8	3.0 0 8	1.01 0.03 0	70 0 8	975.52 0.6 8	10 0 8	552.31 3.21 8	0.105 0.015 8	1037.6
X S n	91.0	90.91 0.09 8	3.0 0 8	1.05 0.01 8	80 0 8	1053.96 0.56 8	10 0 8	570 4.81 3	0.101 0.013 8	1011.13
K S n	91.5	91.61 0.11 8	3.0 0 8	1.1 0.03 0	90 0 8	1103.60 1.73 8	10 0 8	610 2.48 8	0.101 0.017 8	1022.5

## B) PRUEBAS DE AGOTAMIENTO A BAJA TEMPERATURA

En forma similar que las pruebas a alta temperatura, se fue bajando la temperatura hasta que lo permitiera el proceso. Sin embargo se fue descendiendo un grado centígrado. Sólo se logró llegar hasta 76 °C debido a que a más baja temperatura se detectó fuerte olor a monómeros y una fuerte variación en el control de la temperatura.

En la tabla III-7 se muestran los resultados de las pruebas de agotamiento a baja temperatura (en la misma forma que la tabla III-2 solo se presentan resultados estadísticos).

En las figuras III-1 y III-2 se muestra el consumo de vapor y la cantidad de monómeros en la suspensión agotada respectivamente en función de la temperatura de la columna de agotamiento.

T A B L A III - 3

ESTADISTICA	TEMPERATURA DE LA COLUMNA °C		VALORES DE VAPOR DE VAPOR			FLUJO DE VAPOR kg/h	HUMEDAD EN SUSP. AEROLADA PPM (x M)	FLUJO DE RESULADO kg/h	POR CIENTO EN SUSP. AEROLADA	
			P. ENTRENDA	P. SALIDA	AGUARDIA				g/l	kg/h
	CAS	SEI-FUENT	RETA	kg/m <sup>3</sup>	kg/m <sup>3</sup>	*				
X S n	89	89.2	3.0	0.9	62	971.92	10	550.3	0.106	1830
		0.22	0	0.02	0	1.06	0	3.0	0.02	
		0	0	0	0	0	0	0	0	
X S n	88	88.05	3.0	0.65	56	762.91	10	548	0.169	1829
		0.33	0	0.04	0	3.69	0	3.05	0.01	
		0	0	0	0	0	0	0	0	
X S n	87	87.06	3.0	0.54	50.2	673.55	10	548.6	0.190	1828
		0.21	0	0.02	0	2.11	0	4.00	0.01	
		0	0	0	0	0	0	0	0	
X S n	86	86.0	3.0	0.46	46.5	610.63	23.86 (30)	518.5	0.194	1908
		0.22	0	0.03	0	7.53	13.26 (0.73)	6.21	0.13	
		0	0	0	0	0	7 7	0	0	
X S n	85	85.1	3.0	0.39	40.3	512.40	16.37 (0.96)	490.0	0.196	1910
		0.31	0	0.01	0	3.00	96.21 (1.11)	4.62	0.16	
		0	0	0	0	0	6 0	0	0	
X S n	84	84.14	3.0	0.33	35.12	465.33	62.0 (0.26)	433.2	0.193	1907
		0.33	0	0.03	0.01	13.01	166.11 (0.17)	6.57	0.20	
		0	0	0	0	0	0 0	0	0	



FIG.III-1 CONSUMO DE VAPOR  
EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA

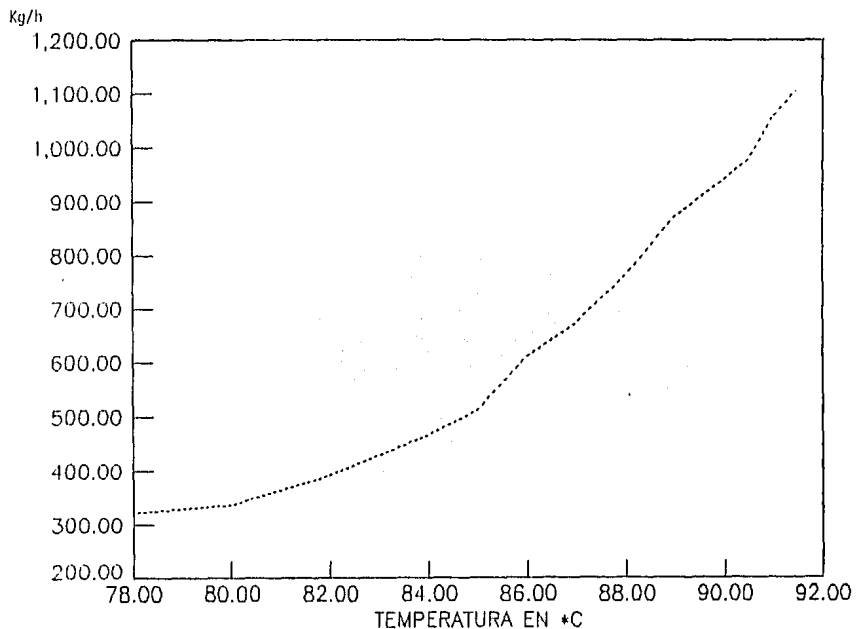
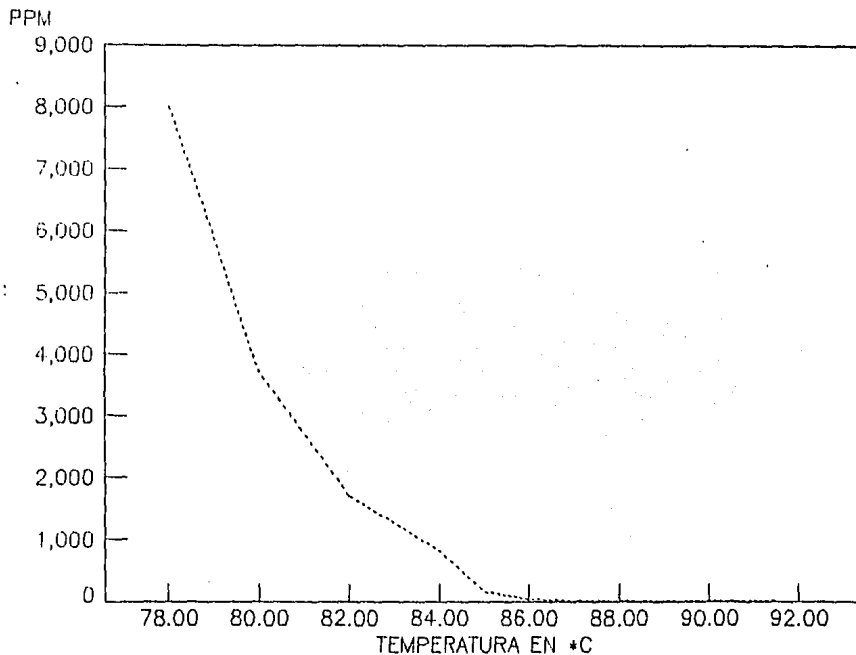


FIG.III-2 PPM DE MONÓMEROS EN SUSP.AGO  
EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA



CAPÍTULO IV

(RESULTADOS OBTENIDOS)

## ESTIMACIÓN DE COSTOS

Para la determinación del costo total de agotamiento en la columna se tomaron tres consideraciones: el costo de los monómeros en suspensión agotada, el costo del vapor, y el costo del polímero producido. Sin embargo este último en el rango que se operó para la realización de las pruebas de agotamiento fue poco variable, por lo que se despreció del costo global.

La estimación del costo total de los monómeros en la suspensión agotada se hizo mediante la ecuación IV-1 y tomando los resultados de monómeros mostrados en las tablas III-2 y III-3, así como el balance de masa de la ecuación I-2

$$\$M = (1 - 10^{-5}) W m \quad \$m \quad \text{Ec. IV-1}$$

Donde:

$$\$m = [ \$M1 \quad \%M1 + \$M2 \quad (100 - \%M1) ] (1/100)$$



- #M = Costo total de los monómeros en la suspensión agotada
- \$m = Costo total de los monómeros libras por kg.
- m = Cantidad total de monómeros en ppm
- W = Flujo total de suspensión agotada en kg/hr.
- \$M1 = Costo del monómero 1/kg.
- \$M2 = Costo del monómero 2/kg.
- %M1 = Porcentaje de monómero 1 en la mezcla monómeros.

El costo de los monómeros al mes de Julio de 1987 es:

$$\$M1 = \$ 874/\text{kg.}$$

$$\$M2 = \$ 793/\text{kg.}$$

La estimación del costo del vapor consumido se obtiene mediante el producto del costo del vapor por kg con el flujo total consumido en la columna para obtener la temperatura de agotamiento deseada. El costo de vapor al mes de Julio es de \$ 2.05/kg.

La tabla IV-1 muestra la estimación del costo individual y global de las pruebas de agotamiento a diferentes temperaturas.

La figura IV-1 a IV-3 muestra los valores obtenidos en la tabla IV-1 en forma gráfica.

El costo mínimo de agotamiento observado en la tabla IV-1 y fig. IV-1 ocurre entre los 26 y 27 °C. Una ampliación de la fig IV-1 mostrada en la fig IV-4 muestra el rango de temperatura antes mencionado, donde el valor mínimo es a 26.5 °C. Los valores numéricos son mostrados en la Table IV-2 y fueron obtenidos mediante la linearización de las curvas de costos contra temperatura indicadas gráficamente en las fig IV-1 y IV-2. Las ecuaciones linearizadas son las siguientes:

$$L_6 (\text{d. números}) = -2.795 T + 244.46 \quad \text{Ec. IV-2}$$

$$\text{rangos temp. .... PA a 27 °C}$$

TABLA IV-1 COSTOS TOTALES DE AGOTAMIENTO

TEMPERATURA DE AGOTAMIENTO	MONOMEROS EN SUSPENSION AGOTADA			CONSUMO DE VAPOR		COSTO TOTAL \$/h
	PPM	Kg/h	\$/h	Kg/h	\$/h	
91.5	< 10	0.103	0	1105	2265	2265
91.0	< 10	0.102	0	1054	2164	2161
90.5	< 10	0.102	0	976	2001	2001
89	< 10	0.101	0	872	1788	1788
88	< 10	0.10	0	763	1564	1564
87	< 10	0.098	0	674	1382	1382
86	39	0.384	333	611	1253	1586
85	165	1.614	1399	513	1052	2451
84	822	8.045	6968	465	953	7921
82	1707	16.713	14,477	392	804	15281
80	3645	35.722	30946	336	689	31635
78	8558	84.362	73092	320	656	73748

FIG. IV-1 COSTO DE MONOMEROS  
EN SUSPENSION AGOTADA

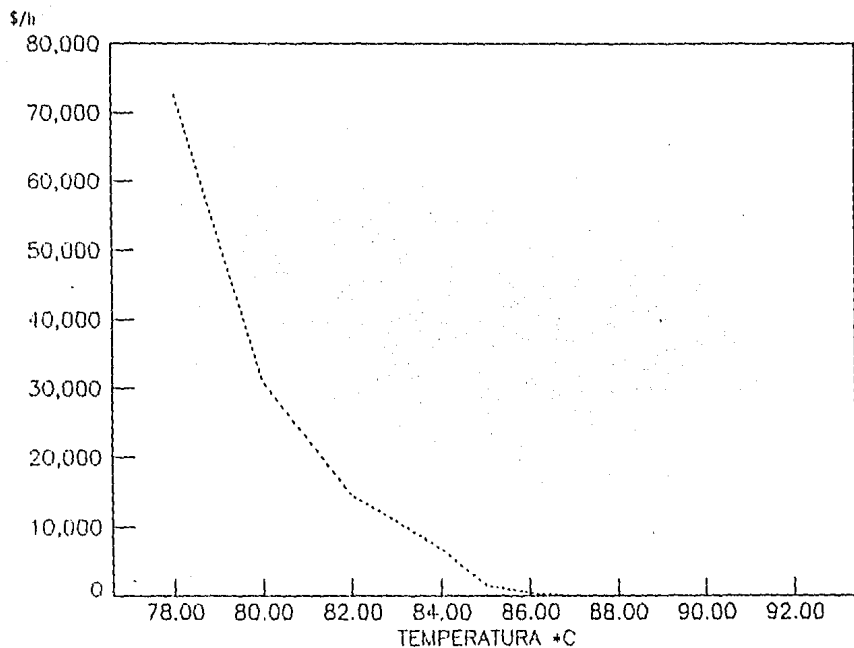


FIG. IV-2 COSTO DE VAPOR

\$/h

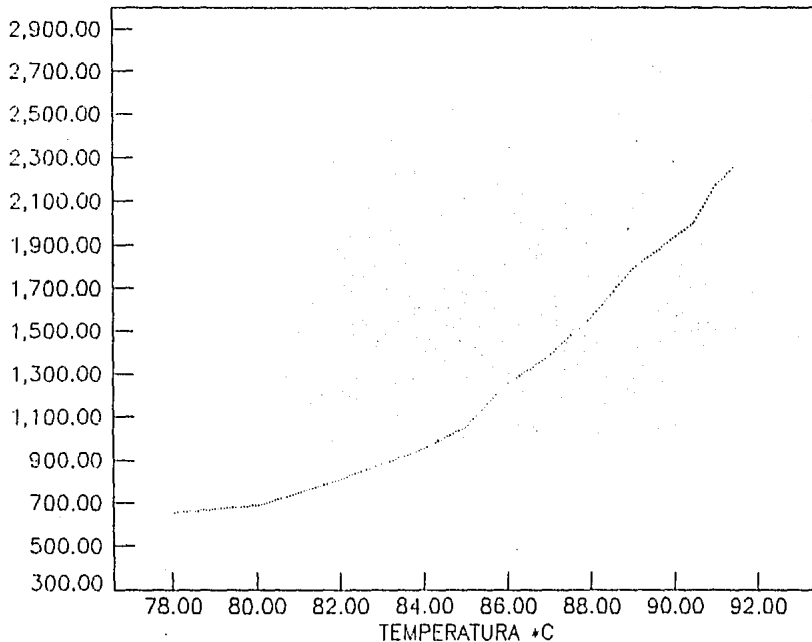


FIG. IV-3 COSTO TOTAL  
DE AGOTAMIENTO

\$/hr

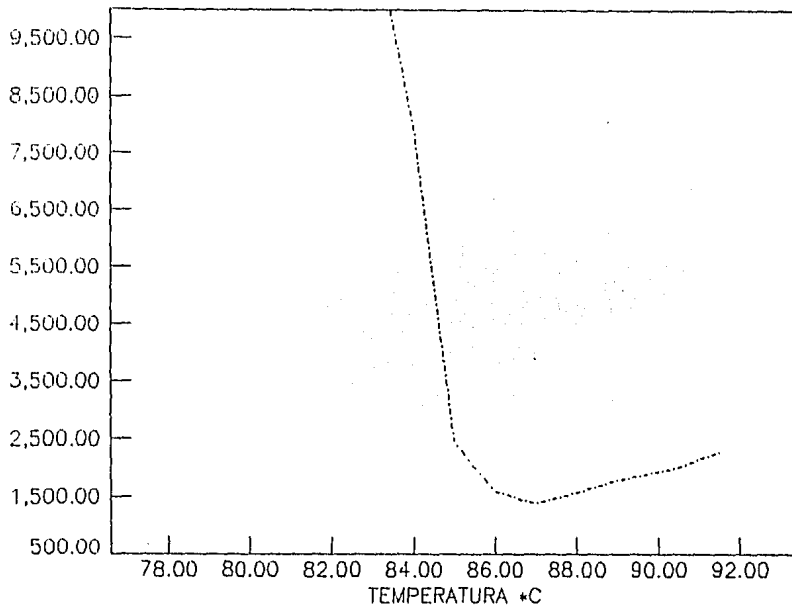
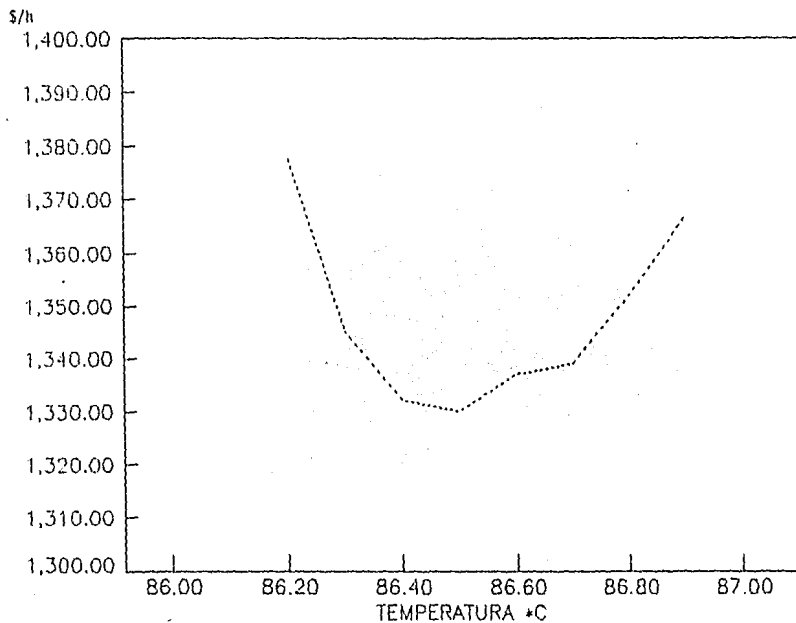


FIG.IV-4 COSTO TOTAL  
DE AGOTAMIENTO



Coef. correlación..-0.938

$$\ln (1 \text{ vapor/h}) = 0.128 T - 3.966 \quad \text{Ec. IV-3}$$

Rango temp.....84 a 88 °C

Coef. correlación.. 0.995

T A B L A IV - 2

Temperatura	%/h Total
86.2	1 378
86.3	1 345
86.4	1 332
86.5	1 330
86.6	1 337
86.7	1 339
86.8	1 352
86.9	1 367



## RESUMEN

En la actualidad, uno de los factores más importantes que originan un continuo estudio de los equipos de proceso, es el irremediable incremento de los costos de operación.

En esta tesis, el objetivo fue encontrar el punto óptimo de operación en una columna de agotamiento con arrastre de vapor. Esta columna opera en contracorriente y está construída de A\* Inox; cuenta con 12 platos inclinados y tiene un diámetro de 0.5 m con una altura de 9.97 m.

La metodología que se siguió fue mediante pruebas a nivel industrial a diferentes temperaturas de operación, (partiendo de la temperatura inicial a la cual el equipo estuvo operando y que es 90.5 °C), con el fin de encontrar el punto óptimo de agotamiento. Para cada temperatura se determinó el costo de operación haciendo uso de balances de materia.

La temperatura óptima de operación de la columna, donde se obtuvo el menor costo del proceso fue a  $26.5^{\circ}\text{C}$ .

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Al término de este estudio se puede decir que se alcanzó el objetivo fijado, es decir, determinar las condiciones óptimas de operación (desde el punto de vista económico) de una columna de agotamiento.

El punto óptimo económicamente corresponde a una temperatura de 86.5 °C con una pérdida de moléculas en la corriente de suspensión agotada de 12 ppm aproximadamente y un costo total de \$ 1.1 000/h. Sin embargo, desde el punto de vista del proceso, esta condición de temperatura no es recomendable, ya que debido a una pequeña variación de temperatura que ocasiona un decremento de la azeña, ya sea por falla de equipo u operación, incrementará el costo total más bruscamente que si la temperatura se elevara (ver fig. IV-7), por lo que se recomienda operar la columna a 87.0 ± 0.5 °C.

Las condiciones actuales de operación ( T = 90.5 °C ) operan con un consumo de vapor de 976 kg/h, y un costo total de operación de: \$ 2 000/h.

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

De esta forma, el ahorro anual de equipamiento  
es de \$ 2' 348 140,00 por reactor. Sumado a éste, el  
costo total de dos reactores más de esta misma  
capacidad, el ahorro sería de \$ 14' 344 480,00 anuales.

- 1.- ELLERB R.W. = STEAM DISTILLATION BASICS  
Chemical Engineering  
Marzo 4, 1974
  
- 2.- HELMAN D.B. = FOOD PROCESS ENGINEERING  
The Avi Publishing Company Inc.  
1975
  
- 3.- MCCABE W.L. = UNIT OPERATIONS OF CHEMICAL  
ENGINEERING  
McGraw Hill Chemical Engineering series  
Tercera edición
  
- 4.- GONZÁLEZ Y IDIÓ = PROBLEMAS DE INGENIERÍA QUÍMICA  
Aguilar -Cuarta edición - 1978
  
- 5.- FERRY & CHILTON= CHEMICAL ENGINEERING HANDBOOK  
McGraw Hill - Quinta edición - 1973
  
- 6.- SCHWEITZER E.A.= HANDBOOK OF SEPARATION TECHNIQUES  
FOR CHEMICAL ENGINEERS  
McGraw Hill Book Company

- 7.- TREYBAL R.E.: OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA  
McGraw Hill - Segunda edición - 1980
  
- 8.- TRUJILLO J.J.: ELEMENTOS DE INGENIERÍA INDUSTRIAL  
Editorial Limusa - Cuarta re-impresión - 1980
  
- 9.- FISHER CONTROLS = CATALOGO 10
  
- 10.- FISHER CONTROLS = CONTROL VALVE HANDBOOK FISHER  
CONTROL.  
Segunda edición
  
- 11.- REPRESENTACIONES Y SERVICIOS DE INGENIERÍA  
= TABLAS DE VAPORES.  
México 1970

A P E N D I C E

La razón de presentar los resultados estadísticos de las pruebas de agotamiento en las tablas III-C y III-D, es para facilitar al lector el entendimiento de éstas. Sabiendo que el promedio de los datos ( $\bar{X}$ ) nos indica el valor medio de un muestreo y la desviación estándar (S) nos da el grado de esparcimiento de dicho muestreo. Esto quiere decir que si el valor medio de la temperatura de la columna de agotamiento es de 98 °C, teniendo un Set-Point de 98.0 y una desviación estándar de 3, significaría que el proceso puede variar hasta aproximadamente  $\pm 6$  °C con una confiabilidad de 95% estadísticamente. En cambio si la desviación estándar es de 3.5, el rango aproximado de variación en la temperatura será de  $\pm 9.6$  °C.